

# **Untersuchung von Konzepten zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung in Kombikraftwerken mit integrierter Wirbelschichtvergasung**

Von der Fakultät für Maschinenbau, Verfahrens- und Energietechnik  
der Technischen Universität Bergakademie Freiberg  
genehmigte

## **DISSERTATION**

zur Erlangung des akademischen Grades

**Doktor- Ingenieur**  
**Dr.- Ing.**

vorgelegt

von                      Dipl.- Ing. Hardy Rauchfuß  
geboren am            4. Januar 1979 in Riesa

Gutachter             Prof. Dr.- Ing. Bernd Meyer, Freiberg  
                             Prof. Dr.- Ing. habil. Manfred Wirsum, Aachen

Tag der Verleihung   25. Mai 2012

## **Vorwort**

Wesentliche Teile der vorliegenden Arbeit entstanden während meiner Tätigkeit am Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen der Technischen Universität Bergakademie Freiberg und wurden im Rahmen des Projektes „COORIVA“ unter dem Förderkennzeichen 0327700A durch das Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie unterstützt.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.- Ing. B. Meyer für die wissenschaftliche Betreuung und das in mich gesetzte Vertrauen.

Herrn Prof. Dr.- Ing. habil. M. Wirsum danke ich für seine Tätigkeit als Zweitgutachter.

Für die anregenden Diskussionen und wertvollen Ratschläge zur Bearbeitung des Promotionsthemas danke ich Herrn Prof. Dr.- Ing. habil. W. Heschel.

Herrn Dipl.- Ing. M. Rieger danke ich für die Bereitstellung eines generischen Gasturbinenmodells, das wesentlich zum Fortschritt meiner Arbeit beigetragen hat.

Weiterhin bedanke ich mich bei Herrn Dr.- Ing. D. Korobov und Herrn Dr.- Ing. C. Warnecke für die hilfreichen Hinweise bei der Zusammenfassung der Ergebnisse.

Den Mitarbeiterinnen und Mitarbeitern des Instituts für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen danke ich für die angenehme Zusammenarbeit und die Unterstützung meiner Arbeit.

**Inhaltsverzeichnis**

Abbildungsverzeichnis.....	III
Tabellenverzeichnis.....	V
Symbol- und Abkürzungsverzeichnis .....	VII
1 Einleitung und Zielsetzung .....	1
2 Stand der Technik .....	3
2.1 Konventionelle Kraftwerksprozesse.....	3
2.2 Komponenten für IGCC ohne CO <sub>2</sub> -Abtrennung.....	4
2.2.1 Brenngaserzeugung.....	5
2.2.2 Gasaufbereitung.....	12
2.3 Realisierte und geplante IGCC-Anlagen.....	15
2.3.1 IGCC-Anlagen der ersten Generation .....	15
2.3.2 IGCC-Anlagen der zweiten Generation.....	16
2.3.3 Nachgerüstete IGCC-Anlagen.....	17
2.3.4 Geplante IGCC-Anlagen .....	19
2.4 Komponenten für IGCC mit CO <sub>2</sub> -Abtrennung.....	20
2.4.1 Brenngaserzeugung.....	21
2.4.2 Gasaufbereitung.....	27
2.5 Realisierte und geplante IGCC-Anlagen mit CO <sub>2</sub> -Abtrennung .....	35
3 Modellierung der Komponenten des IGCC-Kraftwerkes .....	37
3.1 Konzeptfindung.....	37
3.2 Verwendete Software .....	39
3.2.1 Modularisierte Prozeßsimulation .....	39
3.2.2 Modulstruktur.....	40
3.3 Beschreibung der Simulationsmodule .....	42
3.3.1 Modul Vergaser .....	42
3.3.2 Modul Rohgasdampferezeuger.....	47
3.3.3 Modul Heißgasfilter .....	48
3.3.4 Modul Wasserwäsche .....	49
3.3.5 Modul COS/HCN-Hydrolyse.....	51
3.3.6 Modul Rohgaskühler .....	51
3.3.7 Modul Reingassättigung.....	52
3.3.8 Modul einstufige Rohgas-Shift F1 und Modul zweistufige Rohgas-Shift F2 .....	53
3.3.9 Modul dreistufige adiabate Reingas-Shift F3 .....	57
3.3.10 Modul einstufige isotherme Reingas-Shift F4.....	59
3.3.11 Modul Rectisol-Wäsche.....	60

---

3.3.12	Modul MDEA-Wäsche .....	62
3.3.13	Modul CO <sub>2</sub> -Verdichtung .....	63
3.3.14	Modul Brenngaskonditionierung.....	64
3.3.15	Modul Gasturbine .....	65
3.3.16	Modul Abhitzeessel .....	66
3.4	Beschreibung der verwendeten Bilanzmodelle.....	68
3.4.1	Luftzerlegungsanlage .....	68
3.4.2	Schwefelgewinnung .....	69
3.4.3	Kohleaufbereitung .....	70
4	Berechnungsfälle und Ergebnisse .....	71
4.1	Randbedingungen .....	71
4.2	Konzept F1 - einstufige Rohgas-Shift .....	72
4.3	Konzept F2 - zweistufige Rohgas-Shift.....	75
4.4	Konzept F3 - dreistufige Reingas-Shift .....	77
4.5	Konzept F4 - kombinierter Rohgas-Reingas-Shift .....	80
4.6	Auswertung und Vergleich der Berechnungsergebnisse .....	82
4.6.1	Elektrischer Eigenbedarf .....	82
4.6.2	Gasturbine und Luftzerlegungsanlage .....	83
4.6.3	Kohlenstoffbilanz .....	85
4.6.4	Energiebilanz.....	86
5	Wirtschaftlichkeitsbetrachtung.....	89
5.1	Investitionskostenabschätzung .....	89
5.2	Stromgestehungskosten .....	91
5.3	CO <sub>2</sub> -Vermeidungskosten .....	96
6	Zusammenfassung.....	97

**Abbildungsverzeichnis**

Abbildung 2.1	IGCC-Prozesskette ohne CO <sub>2</sub> -Abtrennung.....	5
Abbildung 2.2	Thermodynamische Gleichgewichtszusammensetzung von Vergasungsrohgasen in Abhängigkeit von Druck und Temperatur .....	6
Abbildung 2.3	Einteilung und Kennwerte von Vergasertypen.....	7
Abbildung 2.4	Einsatzbereiche von Verfahren zur Entschwefelung .....	14
Abbildung 2.5	IGCC-Prozesskette mit CO <sub>2</sub> -Abtrennung.....	21
Abbildung 2.6	Typische Reaktortemperaturen verschiedener Vergasertypen – Auswirkungen auf Rohgasqualität und Sauerstoffbedarf.....	24
Abbildung 2.7	Hoch integrierte CO-Shift mit MD-Dampferzeugung.....	28
Abbildung 2.8	CO-Shift ohne Integration in den Wasserdampfkreislauf.....	29
Abbildung 2.9	Temperaturprofile von Gasaufbereitungskonzepten für IGCC-CCS Vor- und Nachteil der Reingas-Shift.....	31
Abbildung 2.10	Einsatzbereiche von CO <sub>2</sub> -Gaswäschen .....	33
Abbildung 3.1	Variablenbehandlung innerhalb eines Moduls .....	42
Abbildung 3.2	Blockfließbild des Moduls Vergaser.....	43
Abbildung 3.3	Blockfließbild des Moduls ROGADE .....	48
Abbildung 3.4	Blockfließbild des Moduls HGF .....	49
Abbildung 3.5	Blockfließbild des Moduls WW.....	50
Abbildung 3.6	Blockfließbild des Moduls COS/HCN-Hydrolyse.....	51
Abbildung 3.7	Blockfließbild des Moduls Rohgaskühler .....	52
Abbildung 3.8	Blockfließbild des Moduls Reingassättigung.....	53
Abbildung 3.9	Blockfließbild des Moduls einstufige Rohgas-Shift F1 .....	55
Abbildung 3.10	Blockfließbild des Moduls zweistufige Rohgas-Shift F2.....	56
Abbildung 3.11	Blockfließbild des Moduls dreistufige adiabate Reingas-Shift F3 .....	58
Abbildung 3.12	Blockfließbild des Moduls einstufige isotherme Reingas-Shift F4 .....	60
Abbildung 3.13	Blockfließbild des Moduls Rectisol-Wäsche .....	61
Abbildung 3.14	Blockfließbild des Moduls MDEA-Wäsche .....	63
Abbildung 3.15	Blockfließbild des Moduls Brenngaskonditionierung.....	65
Abbildung 3.16	Blockfließbild des generischen Gasturbinenmodells .....	66
Abbildung 3.17	Heizflächenanordnung im 3-Druck-AHK .....	67
Abbildung 4.1	Blockfließbild Berechnungsfälle BKF1 und SKF1, einstufige Rohgas-Shift .....	74
Abbildung 4.2	Blockfließbild Berechnungsfälle BKF2 und SKF2, zweistufige Rohgas-Shift .....	76
Abbildung 4.3	Blockfließbild Berechnungsfälle BKF3 und SKF3, dreistufige Reingas-Shift .....	79
Abbildung 4.4	Blockfließbild Berechnungsfälle BKF4 und SKF4, kombinierte Rohgas-Reingas-Shift.....	81
Abbildung 4.5	Verteilung des ermittelten elektrischen Eigenbedarfes .....	82

Abbildung 4.6	Berechnete Brenngasqualität vor und nach Konditionierung .....	84
Abbildung 4.7	Ermittelter Integrationsgrad und elektrischer Eigenbedarf der LZA .....	84
Abbildung 4.8	Berechneter C-Rückhaltegrad und spezifische CO <sub>2</sub> -Emission .....	85
Abbildung 4.9	Ermittelte spezifische CO <sub>2</sub> -Emission und spezifische CO <sub>2</sub> -Sequestration .....	86
Abbildung 4.10	Thermischer Wirkungsgrad in Abhängigkeit vom C-Rückhaltegrad .....	87
Abbildung 4.11	Potenzial zur Wirkungsgradsteigerung durch Optimierung von Prozessen zur Gasverdichtung und -Trennung .....	88
Abbildung 5.1	Strangkzept für 800 MW(el) IGCC-CCS-Kraftwerk .....	89
Abbildung 5.2	Verteilung der Anlagenkosten .....	91
Abbildung 5.3	Ermittelte Stromgestehungskosten und spezifische CO <sub>2</sub> -Emissionen der untersuchten Konzepte sowie der Referenzanlagen ohne CCS .....	93
Abbildung 5.4	Verteilung der ermittelten Stromgestehungskosten der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte im Vergleich zu Referenzanlagen ohne CCS .....	94
Abbildung 5.5	Verteilung der ermittelten variablen Kosten der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte im Vergleich zu Referenzanlagen ohne CCS .....	94
Abbildung 5.6	Stromgestehungskosten der Braunkohlekonzepte in Abhängigkeit von den CO <sub>2</sub> -Zertifikatkosten .....	95
Abbildung 5.7	Stromgestehungskosten der Steinkohlekonzepte in Abhängigkeit von den CO <sub>2</sub> -Zertifikatkosten .....	95
Abbildung 5.8	CO <sub>2</sub> -Vermeidungskosten der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte ....	96

**Tabellenverzeichnis**

Tabelle 1.1	Kohleverstromung in der EU .....	1
Tabelle 2.1	Typische Kennzahlen konventioneller Kraftwerksprozesse .....	4
Tabelle 2.2	Auswahl von Vergasungsverfahren für feste Brennstoffe .....	7
Tabelle 2.3	Kennzahlen von Entstaubungsverfahren .....	13
Tabelle 2.4	Kohlebasierte IGCC der zweiten Generation .....	16
Tabelle 2.5	Nachgerüstete IGCC-Anlagen.....	18
Tabelle 2.6	Verfahrensvergleich von Vergasertypen – Berechnungsergebnisse ....	26
Tabelle 2.7	Auswahl von Katalysatoren für die Rohgas-Shift .....	30
Tabelle 2.8	Auswahl von Katalysatoren für die Reingas-Shift .....	31
Tabelle 2.9	Gegenüberstellung wesentlicher Unterschiede der Rohgas- und Reingas-Shift.....	32
Tabelle 2.10	Kennzahlen von physikalischen Wäschen zur selektiven Abtrennung von H <sub>2</sub> S und CO <sub>2</sub> .....	34
Tabelle 3.1	Übersicht der untersuchten Konzepte und Berechnungsfälle .....	38
Tabelle 3.2	Elemente der Variablenbehandlung in ASPEN Plus Flow Sheeting Options.....	41
Tabelle 3.3	Stöchiometrisch unabhängige Reaktionen zur thermodynamischen Modellierung des Vergasers.....	46
Tabelle 4.1	Brennstoffanalysen .....	71
Tabelle 4.2	Ergebnisse Berechnungsfälle BKF1 und SKF1, einstufige Rohgas-Shift .....	73
Tabelle 4.3	Ergebnisse Berechnungsfälle BKF2 und SKF2, zweistufige Rohgas-Shift .....	75
Tabelle 4.4	Ergebnisse Berechnungsfälle BKF3 und SKF3, dreistufige Reingas-Shift.....	77
Tabelle 4.5	Ergebnisse Berechnungsfälle BKF4 und SKF4, kombinierte Rohgas-Reingas-Shift .....	80
Tabelle 5.1	Ergebnisse der Investitionskostenabschätzung .....	91
Tabelle 5.2	Ausgewählte Referenzkraftwerke ohne CCS .....	92

**Symbol- und Abkürzungsverzeichnis**

$CR$	Kohlenstoffrückhaltegrad	%
$H$	Henry-Koeffizient	bar
$H_o$	Brennwert	kJ/kg
$H_u$	Heizwert	kJ/kg, MJ/kg
$\Delta H_R$	Reaktionsenthalpie	kJ/mol
$I$	Preisindex	-
$P$	Leistung	MW (el)
$PR$	Preis	€
$T$	Temperatur	K
$m$	Degressionskoeffizient	-
$\dot{m}$	Massenstrom	kg/s
$p$	Absolutdruck	bar
$\Delta p$	Druckverlust	bar
$t$	Temperatur	°C
$X$	Kapazität	t/h
$x_i$	Molanteil in der Flüssigphase	Mol-%
$y_i$	Molanteil in der Gasphase	Mol-%
$\Delta$	Differenz	
$\Pi$	Druckverhältnis	bar/bar
$\eta$	energetischer Wirkungsgrad	%



**Indizes, Zusatzangaben**

A	Asche
ab	abgetrennt
aus	Austritt
App	Approach
B	Brennstoff
DT	Dampfturbine
EL	Entnahmeluft
el	elektrisch
GA	Gasaufbereitung
GI	Gleichgewicht
GT	Gasturbine
i. B.	im Betriebszustand, feucht
i. N.	im Normzustand, feucht
KG	Kaltgaswirkungsgrad
L	Luft
LZA	Luftzerlegung
mech	mechanisch
N	Stickstoff
n	nominal
PL	Prozessluft
R	Reaktor
RG	Restgas
RGK	Rohgaskühlung
th	thermisch
V	Vergaser
VG	Vergasungsgas
VM	Vergasungsmittel
VS	Vergasungsstoff

**Abkürzungen, Akronyme**

AHDE	Abhitzedampferzeuger
AHK	Abhitzekessel
aMDEA	aktivierte MDEA-Wäsche
ASPEN	Advanced Simulation for Process Engineering
BGL	Britisch Gas-Lurgi
BK	Braunkohle
Carbo-V	Zweistufiges Vergasungsverfahren der Fa. CHOREN Industries GmbH
C	Kohlenstoff
CCP	Clean Coal Power
CCS	Carbon Capture and Storage
CFB	Circulating Fluidized Bed
COORIVA	CO <sub>2</sub> -Reduktion durch integrierte Vergasung - Verbundprojekt
CZ	Tschechische Republik
D	Deutschland
DKSF	Druckaufgeladene Kohlestaubfeuerung
DKW	Dampfkraftwerk (konventionell mit Staubfeuerung, Kondensationsturbine)
DT	Dampfturbine
DWSF	Druckaufgeladene Wirbelschichtfeuerung
EBSILON	Energie Bilanz Simulation
ENCAP	Enhanced Capture of CO <sub>2</sub> - Verbundprojekt
EON	E.ON Energie AG
EPRI	Electric Power Research Institute
EU	Europäische Union
FGS	Fuel Gas Saturation
FT	Fischer-Tropsch
GAN	Gaseous Nitrogen
GE	General Electric
GOX	Gaseous Oxygen
GSP	Gaskombinat Schwarze Pumpe
GT	Gasturbine
GuD	Gas- und Dampfturbinenkraftwerk
GUI	Graphical User Interface
HD	Hochdruck
HDCO <sub>2</sub>	Hochdruck-CO <sub>2</sub>
HDÜH	Hochdrucküberhitzer
HDVD	Hochdruckverdampfer
HDVW	Hochdruckvorwärmer
HGF	Heißgasfilter
HT	Hochtemperatur
HTS	High Temperature Shift
HTW	Hochtemperatur-Winkler-Vergaser
IEA	International Energy Agency
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle
IGCC-CCS	Integrated Gasification Combined Cycle with Carbon Capture and Storage
IT	Italien
J	Japan
KoVW	Kondensatvorwärmer
KRW	Kellog-Rust-Westinghouse
LOX	Liquid Oxygen
LTS	Low Temperature Shift
LZA	Luftzerlegungsanlage
MAC	Main Air Compressor
MAN	Maschinenfabrik Augsburg-Nürnberg

---

MD	Mitteldruck
MDCO <sub>2</sub>	Mitteldruck-CO <sub>2</sub>
MDEA	Methyldiethanolamin
MDÜH	Mitteldrucküberhitzer
MDVD	Mitteldruckverdampfer
MDVW	Mitteldruckvorwärmer
MeOH	Methanol
MHI	Mitsubishi Heavy Industry
MPG	Multi Purpose Gasification
MS	Microsoft
ND	Niederdruck
NDCO <sub>2</sub>	Niederdruck-CO <sub>2</sub>
NDÜH	Niederdrucküberhitzer
NDVW	Niederdruckvorwärmer
NETL	National Energy Technology Laboratory
NL	Niederlande
NMP	N-Methyl-Pyrrolidon
NT	Niedertemperatur
PDQ	Prenflo with Direct Quench
Prenflo	Pressurized Entrained Flow
PSA	Pressure Swing Adsorption
PSG	Prenflo with Steam Generation
RBK	Rohbraunkohle
REA	Rauchgasentschwefelungsanlage
RG	Restgas
ROGADE	Rohgasdampferzeuger
RWE	Rheinisch Westfälische Energiewerke AG
SCGP	Shell Coal Gasification Process
SCOT	Shell Claus Off-gas Treating Process
SGS	Sour Gas Shift
SFGT	Siemens Fuel Gasification Technology
SK	Steinkohle
SNG	Synthetic Natural Gas
SP	Spanien
spez	Spezifisch
SVZ	Sekundärrohstoffverwertungszentrum Schwarze Pumpe
TBK	Trockenbraunkohle
TBK12	Trockenbraunkohle mit 12 Ma.-% Feuchte
TET	Turbineneintrittstemperatur
TGDE	Tetraethylenglykoldimethylether
TOC	Total Organic Carbon
TÖF	Teer-Öl-Feststoff
U-Gas	Utility Gas
UOP	Universal Oil Products
VBA	Visual Basic for Applications
VEW	Vereinigte Elektrizitätswerke Westfalen
VM	Vergasungsmittel
VS	Vergasungsstoff
WDK	Wasser-Dampf-Kreislauf
WGF	Warmgasfilter
WTA	Wirbelschichttrocknungsanlage mit integrierter Abwärmenutzung
WW	Wasserwäsche
ZÜH	Zwischenüberhitzung

## 1 Einleitung und Zielsetzung

Für die Energieversorgung Europas und insbesondere Deutschlands spielt die Gewinnung und Verstromung von Braunkohle eine unverzichtbare Rolle. In den Staaten der Europäischen Union (EU) wurden im Jahr 2008 insgesamt 422,3 Mio. t Braunkohle gefördert. Der Anteil Deutschlands an der Braunkohleförderung in der EU lag mit 180,4 Mio. t bei 42 % [1]. Im gleichen Zeitraum wurden in den Staaten der EU von insgesamt 3367 TWh Elektroenergie etwa 26 % durch Kohleverstromung gewonnen [2]. Wie in Tabelle 1.1 dargestellt, entfielen etwa 45 % der Braunkohleverstromungskapazität der EU auf Deutschland. Die höchste Abhängigkeit von der Braunkohleverstromung ist für Griechenland zu verzeichnen, wo rund 55 % der Elektroenergiegewinnung durch diesen Primärenergieträger abgedeckt werden.

**Tabelle 1.1 Kohleverstromung in der EU [3]**

	Elektroenergie- gewinnung	Anteil der Kohle- verstromung insgesamt <sup>1</sup>	Anteil der Braunkohle- verstromung <sup>1</sup>	Anteil an der BK-Verstromung in der EU
	[TWh]	[%]	[%]	[%]
Deutschland	634	47	26	45
Polen	159	91	34	15
Tschechien	88	61	53	13
Griechenland	63	55	55	9
Rumänien	62	41	38	6
Bulgarien	43	52	38	4
Ungarn	40	18	17	2
Slowenien	15	37	33	1
Spanien	303	24	1	1
Slowakei	28	17	7	1

Bei einer durchschnittlichen spezifischen CO<sub>2</sub>-Emission von 1100 kg/MWh (el) verursachte im Jahr 2008 allein die Verstromung von Braunkohle in Europa eine CO<sub>2</sub>-Emission von etwa 480 Mio. t/a (vgl.[4], [5]). Es ist offenkundig, dass in Staaten mit hoher Kohleverstromung trotz eingeleiteter Maßnahmen zur Energieeinsparung und Nutzung alternativer Energieträger kurz- und mittelfristig auf die Kohlenutzung nicht verzichtet werden kann. Daher ist eine Reduktion der CO<sub>2</sub>-Emissionen im Bereich der konventionellen Kraftwerkstechnik geboten. Diese ist durch zwei grundlegende Strategien zu erreichen:

- Steigerung des Nettowirkungsgrades,
- Abtrennung und Sequestration von CO<sub>2</sub>.

<sup>1</sup> bezogen auf Elektroenergiegewinnung, national (Spalte1)

Im Zeitraum zwischen 1950 und 2000 konnte unter anderem durch die Anhebung der Dampfparameter bis auf 600 °C und 280 bar die spezifische CO<sub>2</sub>-Emission der Braunkohleverstromung in Deutschland von circa 1300 kg/MWh (el) auf unter 1000 kg/MWh (el) reduziert werden [6], [7]. Die Steigerung der Frischdampf Temperatur bis zu 700 °C und Integration einer Kohletrocknung verspricht eine Absenkung der spezifischen CO<sub>2</sub>-Emission auf 800 kg/MWh (el). Eine weitergehende Verringerung der spezifischen CO<sub>2</sub>-Emission kann nur durch die Abtrennung und Speicherung von Kohlendioxid erfolgen.

Die Verstromung von wasserstoffreichen Brenngasen in Kombikraftwerken mit integrierter Kohlevergasung (IGCC) stellt eine zu diesem Zweck sehr gut geeignete sowie bereits kurz- und mittelfristig einsetzbare Technologie dar. Dazu wird die Kohle durch Vergasung mit Sauerstoff und gegebenenfalls Wasserdampf in ein Brenngas umgewandelt, welches nach Aufbereitung im Wesentlichen Wasserstoff und Kohlendioxid enthält und unter hohem Druck vorliegt, wodurch die Abtrennung von CO<sub>2</sub> erheblich begünstigt wird.

In der vorliegenden Arbeit werden Konzepte dieser Gasaufbereitung, insbesondere zur Konvertierung von Kohlenmonoxid zu Kohlendioxid untersucht und folgende Ansätze verfolgt:

- Berechnung konventioneller Referenzkonzepte,
- Steigerung der CO<sub>2</sub>-Abtrennung durch erhöhte Reaktionsumsätze der CO-Konvertierung,
- Anhebung des thermischen Wirkungsgrades der Gesamtanlage durch Anpassung der CO-Konvertierung.

Ziel dieser Arbeit ist die Untersuchung sowie die energetische und wirtschaftliche Bewertung von Konzepten zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung für ein ab 2015 baubares, grundlastfähiges IGCC-Kraftwerk der 800-MW-Klasse. Dabei wird auf die zentrale Bedeutung der CO-Konvertierung und deren Einfluss auf die Komponenten eines IGCC-Kraftwerkes eingegangen.

Anhand der Untersuchung wird das Potenzial einheimischer Energieträger, insbesondere Braunkohle, für eine CO<sub>2</sub>-arme Elektroenergiegewinnung gezeigt. Weiterhin wird ein Ansatz für die flexible, modularisierte Prozess-Simulation mit ASPEN Plus<sup>2</sup> und EBSLION Professional<sup>3</sup> vorgestellt.

---

<sup>2</sup> Advanced Simulation for Process Engineering (ASPEN)

<sup>3</sup> Energie Bilanz Simulation (EBSILON)

## 2 Stand der Technik

### 2.1 Konventionelle Kraftwerksprozesse

Konventionelle Kraftwerke können durch zwei ideale thermodynamische Vergleichsprozesse bewertet werden:

- Rankine-Prozess,
- Joule-Prozess.

Im Dampfkraftprozess (Rankine-Prozess) wird Wasser, respektive Wasserdampf, als Arbeitsmedium zwischen Wärmequelle und Wärmesenke zirkuliert. Mit den zurzeit verfügbaren Werkstoffen sind die maximal erreichbaren Dampftemperaturen auf 620 °C begrenzt. Weiterentwicklungen auf dem Gebiet der Werkstofftechnik lassen eine Anhebung auf 650 °C bis 700 °C erwarten [6], [8], [12]. Die minimale Temperatur der Wärmeabfuhr wird durch den Anlagenstandort und die anwendbare Rückkühltechnik bestimmt und liegt zwischen 10 °C und 50 °C [9]. Dampfkraftwerke erreichen mit dem heutigen Stand der Technik und je nach Standortbedingungen und eingesetzten Brennstoff einen thermischen Wirkungsgrad bis 47 % ( $H_U$ ) [10], [11].

Im offenen Gasturbinenprozess (Joule-Prozess) wird Luft verdichtet und zur Verbrennung eines flüssigen oder gasförmigen Brennstoffes genutzt. Das Verbrennungsgas wird anschließend in einer Expansionsturbine entspannt. Moderne Gasturbinen<sup>4</sup> erzielen Heißgastemperaturen vor der ersten Turbinenschaufelreihe von etwa 1250 °C (Turbineneintrittstemperatur, TET) und Abgastemperaturen bis 600 °C [13], [14]. Der offene Gasturbinenprozess ohne Abhitzedampferzeuger (AHDE) erreicht wegen der hohen Abgastemperatur nur einen thermischen Wirkungsgrad zwischen 30 % und 38 % [15], [16].

Da die Abgastemperatur moderner Gasturbinen im Bereich der oberen Temperatur der Wärmezufuhr für den Dampfkraftprozess liegt, ist die Verbindung des offenen Gasturbinenprozesses und des Dampfkraftprozesses naheliegend. Dazu wurden verschiedene Prozesse wie zum Beispiel DKSF, DWSF oder GuD entwickelt [12], [17], [18], [19].

Großtechnisch setzte sich bisher nur die Kombination von Gasturbinenprozess und Dampfkraftprozess im sogenannten Kombikraftwerksprozess oder auch GuD-Prozess durch.

---

<sup>4</sup> zum Beispiel F-Class,  $P > 250$  MW (el)

Dabei wird die Abwärme des Gasturbinenprozesses im AHDE zur Dampferzeugung genutzt und im angeschlossenen Dampfkraftprozess zu elektrischer Energie umgewandelt.

Die modernsten mit Erdgas befeuerten Kombikraftwerke erreichen thermische Wirkungsgrade von 60 % [16], [21], [22]. Für diesen effizienten Kraftwerksprozess kommen bisher nur gasförmige und flüssige Energieträger wie Erdgas und Heizöl infrage. Den Kosten für diese teuren Brennstoffe stehen niedrige Investitionskosten von 480 €/kW (el) bis 940 €/kW (el) gegenüber [21], [23]. Ein weiterer Vorteil im Vergleich zu Dampfkraftwerken liegt im geringeren Flächenbedarf und der kürzeren Bauzeit.

In Tabelle 2.1 sind typische Kennzahlen konventioneller Kraftwerksprozesse zusammengefasst. Die Erschließung des Wirkungsgradpotenzials des Kombikraftwerksprozesses auch für feste Brennstoffe führte zur Entwicklung von Kombikraftwerken mit integrierter Vergasung (IGCC).

**Tabelle 2.1**      **Typische Kennzahlen konventioneller Kraftwerksprozesse**  
(vgl. [6], [15], [16], [24], [25], [26], [27])

			Dampf- kraftwerk	Dampf- kraftwerk	Gas- turbine <sup>5</sup>	Kombi- kraftwerk
Brennstoff			Braunkohle	Steinkohle	Erdgas <sup>6</sup>	Erdgas <sup>6</sup>
Heizwert	$H_u$	MJ/kg	9	25	50	50
Kohlenstoffanteil	$x_c$	kg/kg	0,27	0,67	0,75	0,75
Nettowirkungsgrad ( $H_u$ )	$\eta_{net}$	%	43	46	38	59
typische Blockleistung	$P_{el}$	MW (el)	1000	800	290	430
Brennstoffbedarf	$m_b$	kg/s	258	70	15	15
spez. CO <sub>2</sub> -Emission	$e_{CO_2}$	kg/MWh (el)	918	774	497	335
spez. Investkosten <sup>7</sup>	$K_s$	€/kW (el)	1700	1500	450	750

## 2.2 Komponenten für IGCC ohne CO<sub>2</sub>-Abtrennung

IGCC-Anlagen ohne CO<sub>2</sub>-Abtrennung sind, wie in Abbildung 2.1 gezeigt, in drei Hauptkomponenten gegliedert:

- Brenngaserzeugung,
- Gasaufbereitung,
- Kombikraftwerk.

<sup>5</sup> Solobetrieb

<sup>6</sup> Annahme: 100 Vol.-% Methan

<sup>7</sup> Stand 2009/2010

In der Brenngaserzeugung wird der Einsatzbrennstoff (Vergasungsstoff) mit Hilfe von Vergasungsmitteln wie Wasserdampf, Luft, Sauerstoff oder Gemischen daraus, vergast. Das gewonnene Rohgas (Vergasungsgas) muss vor der Verwendung als Brenngas aufbereitet werden. Dabei wird das Vergasungsgas entstaubt, entschwefelt, von Stör- und Schadstoffen wie HCl gereinigt und entsprechend der Gasturbinenspezifikation durch Zumischung von Wasserdampf und Stickstoff konditioniert.

Bei der Entschwefelung kommen meist nass-chemische Wäschen zum Einsatz. Aus den abgetrennten Schwefelverbindungen kann anschließend elementarer Schwefel oder Schwefelsäure als Rohstoff für die chemische Industrie gewonnen werden.

Zusätzlich zu den gezeigten Hauptkomponenten werden Nebenanlagen zur Kohleaufbereitung, Wasser- und Abwasserbehandlung, Schwefelgewinnung sowie zur Versorgung mit Sauerstoff und Stickstoff benötigt.

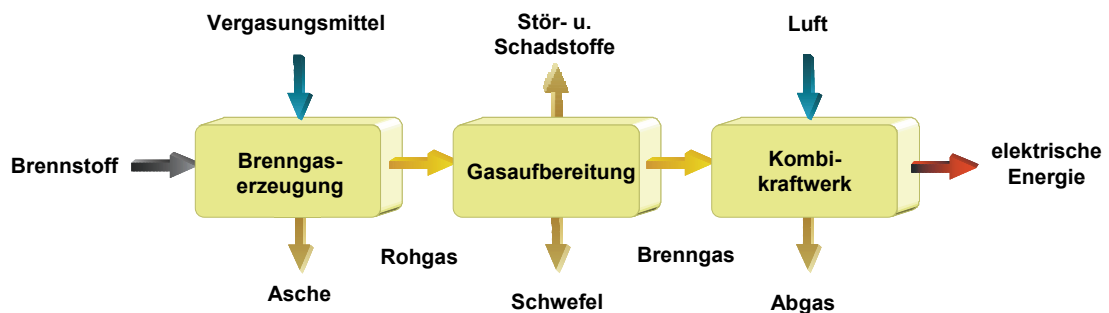


Abbildung 2.1 IGCC-Prozesskette ohne CO<sub>2</sub>-Abtrennung

### 2.2.1 Brenngaserzeugung

Vergasungsverfahren werden nach der Quelle der Prozesswärme unterschieden in:

- autotherme Vergasung,
- allotherme Vergasung.

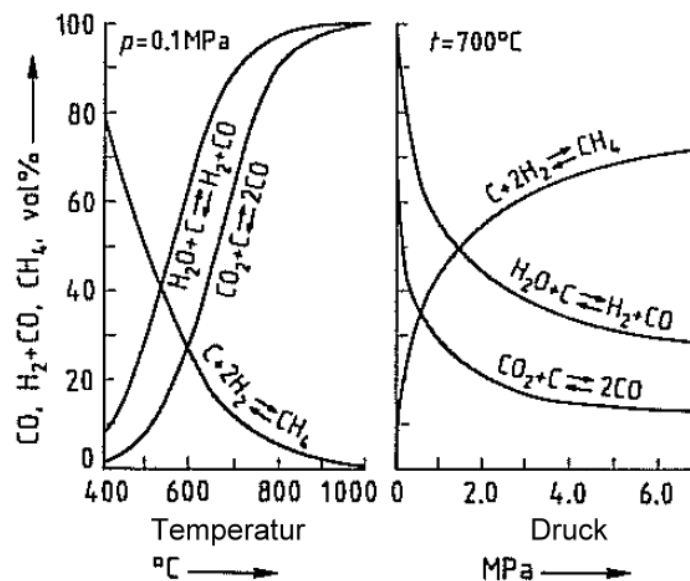
Bei der autothermen Vergasung wird die für die Umsetzung des Vergasungsstoffes erforderliche Wärme durch exotherme Reaktionen mittels Verbrennung oder partieller Oxidation eines Teils des Einsatzstoffes bereitgestellt. Als Vergasungsmittel werden Wasserdampf, Sauerstoff, Luft oder Gemische daraus eingesetzt.

Allotherme Verfahren beziehen die Prozesswärme aus externen Quellen, die stofflich mit der Vergasung nicht gekoppelt sind.

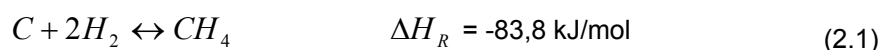


Dadurch laufen verstärkt endotherme Reaktionen ab, sodass auch Produkte der Vergasung wie  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2$  als Vergasungsmittel dienen können.

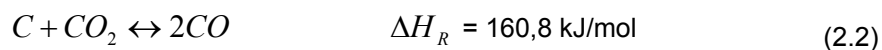
Anhand von drei stöchiometrisch unabhängigen Reaktionen (siehe Gl. 2.1, 2.2, 2.3) zeigt Abbildung 2.2 den Einfluss von Druck und Temperatur auf die Gleichgewichtszusammensetzung von Vergasungsrohgasen. Zu den weiteren Haupt- und Nebenreaktionen finden sich in der Literatur zahlreiche Zusammenfassungen (vgl. [19], [28], [29], [30]). Die stöchiometrisch unabhängigen Reaktionen, welche für die Vergasermodellierung ausgewählt wurden, sind in Abschnitt 3.3.1 dargestellt.



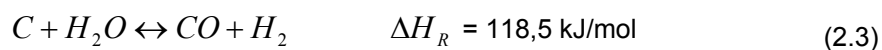
**Abbildung 2.2** Thermodynamische Gleichgewichtszusammensetzung von Vergasungsrohgasen in Abhängigkeit von Druck und Temperatur (vgl. [30])



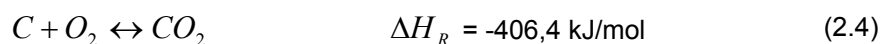
(heterogene Methanbildungsreaktion)

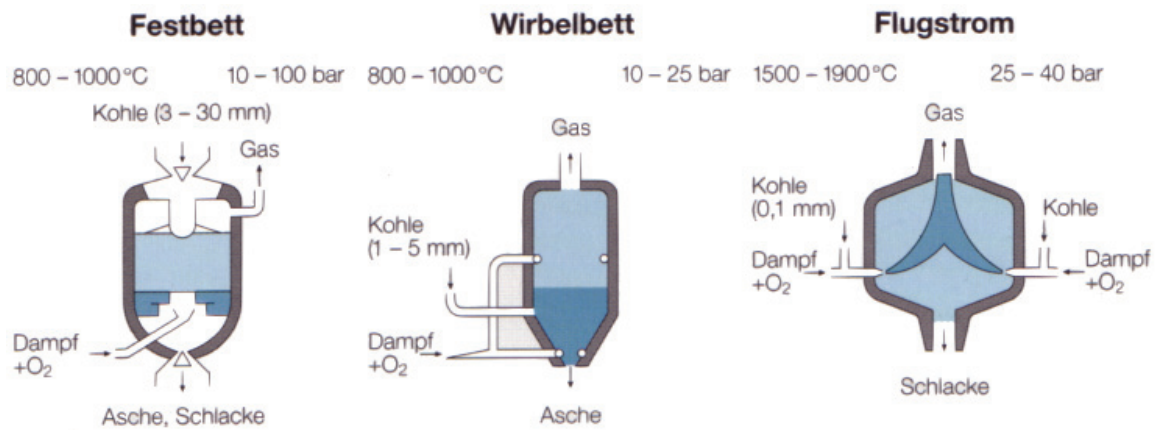


(Boudouard-Reaktion)



(heterogene Wassergasreaktion)





**Abbildung 2.3 Einteilung und Kennwerte von Vergasertypen [34]**

Neben der Einteilung in autotherme und allotherme Verfahren werden Vergasungsprozesse nach dem Gas-Feststoff-Kontakt in drei Gruppen eingeteilt:

- Festbettverfahren,
- Wirbelschichtverfahren,
- Flugstromverfahren.

Basierend auf den in Abbildung 2.3 gezeigten Vergasungsprinzipien wurde eine Vielzahl von Verfahren zur Vergasung fester Brennstoffe entwickelt. Tabelle 2.2 gibt einen Überblick über die wichtigsten Verfahren (vgl. [28], [29], [30], [31]).

**Tabelle 2.2 Auswahl von Vergasungsverfahren für feste Brennstoffe**

Festbett	Wirbelschicht	Flugstrom	
		trockener Feststoffeintrag	nasser Feststoffeintrag
<b>Sasol-Lurgi</b> <sup>8</sup> <b>BGL</b> <sup>10</sup> Ruhr 100	<b>HTW</b> Lurgi-CFB U-Gas KRW Winkler	<b>SCGP</b> <b>Prenflo</b> <sup>11</sup> <b>SFGT</b> <sup>13</sup> MHI <sup>14</sup> Carbo-V EAGLE VEW Koppers-Totzek	<b>GE</b> <sup>9</sup> Conoco-Philips <sup>12</sup> Lurgi-MPG

<sup>8</sup> auch *Fixed Bed Dry Bottom* (FBDB)

<sup>9</sup> ehemals Chevron-Texaco

<sup>10</sup> British Gas-Lurgi, heute Lizenzsierung durch GL-Group (Germanischer Lloyd)

<sup>11</sup> auch PSG oder PDQ

<sup>12</sup> ehemals E-Gas, Dow, DESTEC

<sup>13</sup> ehemals GSP, Noell, Future Energy

<sup>14</sup> auch CCP

### **Festbettvergaser**

Bei Festbettvergasern wird der Brennstoff über Feststoffscheulen von oben in den Reaktor eingebracht. Die Vergasungsmittel werden am Boden des Vergasers eingedüst. Durch Verbrennung und Vergasung im unteren Teil des Reaktors wandert der Vergasungsstoff von oben nach unten durch den Vergaser. Dadurch durchläuft der Vergasungsstoff unterschiedliche Temperaturzonen, in denen Trocknung, Pyrolyse, Vergasung und Verbrennung ablaufen. Im Gegenzug wird das Vergasungsgas abgekühlt und mit Pyrolyseprodukten angereichert. Typische Vertreter sind der Sasol-Lurgi-Festbettvergaser und der BGL-Vergaser.

Wesentliche Merkmale von Festbettvergasern sind die mit etwa 600 °C vergleichsweise geringe Rohgastemperatur, der hohe CH<sub>4</sub>-Anteil sowie die hohe Beladung des Rohgases mit kondensierbaren Pyrolyseprodukten [28], [29], [30], [31]. Das Rohgas wird unmittelbar am Vergaserausgang mit Wasser gequenchet. Dabei werden Staub und kondensierbare Kohlenwasserstoffe aus dem Rohgas abgeschieden. Das *Quench*-Wasser bereitet in der Weiterverarbeitung und Entsorgung großen Aufwand, da es ein Gemenge aus Teer, Öl und Feststoffen (TÖF) enthält. Festbettvergaser sind außerordentlich robust und können Einsatzstoffe mit breiten Qualitätsbändern verarbeiten. Hohe Wasser- oder Ascheanteile bereiten keine Probleme für den Betrieb von Festbettvergasern. Der Aufwand zur Brennstoffzerkleinerung ist gering, da Korngrößen von 5 mm bis 50 mm eingesetzt werden können [32], [33]. Feinkörnige Brennstoffe wie Trockenbraunkohle können nach Brikettierung ebenfalls verwendet werden [35], [36].

Trocken entaschte Festbettvergaser wie der Lurgi-Festbettvergaser benötigen große Mengen Prozessdampf zur Begrenzung der Temperatur, um ein Anbacken oder Aufschmelzen der Asche zu verhindern. Bei dem nass entaschten BGL-Vergaser, einer Entwicklung auf Basis des Sasol-Lurgi-Festbettvergasers, befindet sich unterhalb des Festbettes ein Schlackebad, das einen schmelzflüssigen Schlackeabzug ermöglicht. Durch die hohen Schlackebadtemperaturen (> 2000 °C) wird ein nahezu vollständiger Kohlenstoffumsatz erreicht und die zur Temperaturkontrolle benötigte Prozessdampfmenge ist deutlich geringer. Schwermetalle werden in die nicht eluierbare Schlacke eingebunden, wodurch eine Verwertung der Schlacke als Baustoff möglich wird. Zwischen 2000 und 2007 wurden im Sekundärrohstoffverwertungszentrum Schwarze Pumpe (SVZ) umfangreiche Betriebserfahrungen beim kommerziellen Einsatz eines BGL-Vergasers mit Schlackebad gesammelt [36].

Die Funktionsweise des Ruhr-100-Vergasers ist in weiten Teilen mit der des Sasol-Lurgi-Festbettvergasers vergleichbar. Einen markanten Unterschied stellt die Aufteilung des Gasabzuges zur Minderung der Strömungsgeschwindigkeit in der Trocknungs- und Pyrolysezone dar.

Dadurch wird vom Rohgas weniger Staub mitgerissen. Zudem war der Ruhr-100-Vergaser für Vergasungsdrücke bis 100 bar vorgesehen. Die Entwicklung des Ruhr-100-Vergasers kam in den 1980er Jahren über die Demonstrationsphase nicht hinaus [28].

### **Wirbelschichtvergaser**

Auf Basis des drucklosen Winkler-Gasgenerators wurde in den 1970er Jahren durch die Firma Rheinbraun<sup>15</sup> die Weiterentwicklung zum druckaufgeladenen Hochtemperatur-Winkler-Vergaser (HTW) vorgenommen. Neben der HTW-Demonstrationsanlage Berrenrath (D), welche mit einem Vergaserdruck von 10 bar und einem Brennstoffdurchsatz von 730 t/d arbeitete, wurde eine weitere Pilotanlage in Wesseling (D) errichtet. Diese Anlage wurde mit einem Vergaserdruck von 25 bar betrieben und demonstrierte die Anwendbarkeit des HTW-Vergasers für IGCC-Anlagen.

In Wesseling wurden umfangreiche Untersuchungen mit unterschiedlichen Ascheanteilen, Steinkohlen sowie Versuche zur Vergasung mit Sauerstoff und Dampf sowie Luft und Dampf durchgeführt [19], [28], [37]. Das in der HTW-Demonstrationsanlage in Berrenrath gewonnene Vergasungsgas wurde aufbereitet und zur Methanolsynthese eingesetzt [38]. Für das im Abschnitt 2.3.3 beschriebene IGCC-Kraftwerk Vrešova (CZ) wurde die Installation von zwei HTW-Vergasern geplant, aber nicht umgesetzt [39].

Wirbelschichtvergasungsverfahren eignen sich speziell für reaktive Brennstoffe wie z. B. Braunkohlen und bieten besonders gute Bedingungen für die Stoff- und Wärmeübertragung zwischen Vergasungsmittel und Vergasungsstoff. Die Reaktortemperatur und damit auch die Rohgastemperatur liegen zwischen 800 °C und 1000 °C. Aufgrund der unvollständigen Kohlenstoffumsetzung ist das Rohgas stark mit kohlenstoffhaltigem Staub beladen.

Mithilfe eines integrierten Zyklons wird der nicht umgesetzte Kohlenstoff in die Wirbelschicht zurückgeführt. Der Kohlenstoffanteil des nach dem Zyklon im Rohgas enthaltenen Staubes liegt in der Größenordnung von 40 bis 60 Ma.-%.

Dieser Staub wird mittels Kerzenfilter abgeschieden und dem Vergaser zugeführt. Das aschereiche Bodenprodukt des Vergasers weist in der Regel einen C-Anteil von weniger als 45 Ma.-% auf [40].

Da aus diesem Grund eine Deponierung<sup>16</sup> ausgeschlossen ist, muss eine thermische Nachbehandlung z. B. in einer separaten Wirbelschichtfeuerung erfolgen.

---

<sup>15</sup> heute RWE

<sup>16</sup> zulässiger Glühverlust gemäß Deponieverordnung: 3 Ma.-%, TOC-Grenzwert 1,5 Ma.-%

Das KRW-Verfahren (Kellog-Rust-Westinghouse) sieht zur Steigerung des Kohlenstoffumsatzes einen von unten in die Wirbelschicht hineinragenden *Jet*-Brenner vor.

Dieser soll Umsätze bis 95 % ermöglichen [37]. Allerdings konnte die betreffende Anlage am Standort Pinon Pine wegen technischer Probleme nicht in Betrieb genommen werden.

Ein großer Vorteil der Wirbelschichtvergasung liegt in der moderaten Vergasungstemperatur ( $\leq 1000\text{ °C}$ ). Dadurch wird der Anfall von kondensierbaren Kohlenwasserstoffen im Rohgas nahezu vollständig unterbunden. Zudem muss für die Bereitstellung der Prozesswärme weniger Vergasungsstoff oxidiert werden. Im Vergleich zu Flugstromvergasern resultiert daraus ein um etwa 30 % geringerer Sauerstoffbedarf. Aufgrund der um 400 K bis 600 K geringeren Vergasungstemperatur kann bei der Rohgaskühlung eines Wirbelschichtvergasers auf einen großen und teuren Strahlungswärmeübertrager verzichtet werden. Die Rohgaskühlung kann in kompakten Rohrbündelwärmeübertrager erfolgen, was deutliche Einsparungen gegenüber der Rohgaskühlung mit Dampferzeugung bei Flugstromvergasern zur Folge hat. Eine Rohgaskühlung mit Wasserquench ist für Wirbelschichtvergaser als ungünstig zu bewerten, da der im Rohgas enthaltene kohlenstoffreiche Staub aus dem *Quench*-Abwasser mit hohem Aufwand abgetrennt werden muss.

### **Flugstromvergaser**

Die Entwicklung der Flugstromvergasung wurde durch den Bedarf an Verfahren zur Vergasung von hoch inkohlten und wenig reaktionsfreudigen Brennstoffen wie Steinkohlen angestoßen. Allen Flugstromvergasungsverfahren ist gemein, dass in einen meist zylindrischen Reaktor Vergasungsstoff mit kleiner Körnung und Vergasungsmittel eingeblasen werden. Die Brenner können am Reaktorkopf oder -boden oder auch seitlich angeordnet sein.

Hohe Temperaturen und die Aufmahlung des Vergasungsstoffes auf 0,1 bis 0,2 mm erlauben hohe Umsätze und sehr kurze Partikelverweilzeiten im Reaktor. Die erforderliche Prozesswärme stammt überwiegend aus der Verbrennung von Kohlenstoff zu  $\text{CO}_2$  (vgl. Gl. 2.4). Die dabei frei werdende Wärme lässt die endotherme Reaktion von Kohlenstoff und  $\text{CO}_2$  zu CO bevorzugt ablaufen und führt zu einer Verschiebung des thermodynamischen Gleichgewichtes entsprechend der Boudouard-Reaktion (vgl. Gl. 2.2).

Die hohen Vergasungstemperaturen von 1500 °C bis 1900 °C bedingen somit hohe CO-Anteile im Rohgas, die kennzeichnend für Flugstromvergasungsverfahren sind.

Kohlenwasserstoffe werden unter Flugstrombedingungen praktisch vollständig zersetzt, mineralische Bestandteile aufgeschmolzen.

Aufbauend auf dem Koppers-Totzek-Verfahren wurden die Verfahren Prenflo von Uhde und SCGP von Shell entwickelt [30].

Die drei genannten Flugstromvergasungsverfahren waren ursprünglich durch trockenen Feststoffeintrag und trockene Rohgaskühlung gekennzeichnet.

Der Feststoffeintrag bei den Verfahren Texaco, E-Gas, und Lurgi-MPG erfolgt mittels Suspension. Diese erlaubt die kontinuierliche Vergasungsstoffbeschickung unter hohen Prozessdrücken ohne aufwändige pneumatische Fördersysteme. Die Dampfzufuhr zum Vergaser kann entfallen und der Inertgasbedarf ist deutlich niedriger. Dem steht ein stark erhöhter Sauerstoffbedarf entgegen, um die Reaktortemperatur einzustellen.

Auch bei der Rohgaskühlung wird zwischen trockenen und nassen Verfahren unterschieden. Die oben genannten Verfahren mit trockenem Eintrag verfügen typischerweise über einen Gasquench. Entstaubtes und abgekühltes Rohgas wird rezirkuliert, um die Rohgastemperatur nach Reaktorausgang auf rund 900 °C zu senken. Der abgetrennte, kohlenstoffhaltige Staub wird ebenfalls zum Vergaser zurückgeführt, um einen hohen C-Vergasungsgrad zu erzielen. Für den *Quench*-Gaskreislauf werden leistungsstarke Gebläse mit einer Leistung bis zu 2 MW (el) benötigt [45]. Die fühlbare Wärme des Rohgases nach Gasquench wird in einem Rohgasdampferzeuger (ROGADE) zur Erzeugung von Hoch- und Mitteldruckdampf genutzt. Sowohl *Quench*-Gaskühler als auch Strahlungs- und Konvektionswärmeübertrager zur Rohgaskühlung nach Flugstromvergasern sind sehr teuer und können die Anlagenverfügbarkeit verringern.

Bei nasser Rohgaskühlung mit Wasserquench können diese Nachteile überwunden werden. Das heiße Rohgas wird unmittelbar am Reaktorausgang durch Wassereinspritzung schlagartig abgekühlt. Der dazu erforderliche *Quench*-Raum ist im Vergleich zum ROGADE sehr klein und bereitet kaum Betriebsprobleme. Durch den Wegfall des ROGADE und der damit verbundenen Dampfeinkopplung in den Wasser-Dampfkreislauf werden die IGCC-Anlage sowie der Kraftwerksbetrieb vereinfacht.

Nachteilig ist die Minderung des thermischen Wirkungsgrades durch die direkte Rohgaskühlung und den Verzicht auf die Erzeugung von Hoch- und Mitteldruckdampf.

Der Texaco-Flugstromvergaser war das typische Beispiel für einen nassen Rohgas-*Quench*. Mitte der 1980iger Jahre wurde mit dem GSP-Vergaser ein weiteres Verfahren mit nassem *Quench* entwickelt. Der GSP-Vergaser kombinierte als erstes Verfahren trockenen Feststoffeintrag mit nassem Rohgas-*Quench*.

Heute sind für alle gebräuchlichen Flugstromvergasungsverfahren Bauformen mit nassem *Quench* verfügbar oder zumindest in Planung [86].

### 2.2.2 Gasaufbereitung

Das durch Kohlevergasung gewonnene Rohgas enthält neben den Hauptkomponenten CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O weitere Komponenten wie N<sub>2</sub>, Ar, CH<sub>4</sub>, NH<sub>3</sub>, HCN, HCl, H<sub>2</sub>S, COS. Zusätzlich ist das Rohgas mit Staub und im Falle der Festbettvergasung auch mit kondensierbaren Kohlenwasserstoffen beladen. In viel geringerem Maße können auch Rohgase aus Wirbelschichtvergasern höhere Kohlenwasserstoffe wie Benzol oder Naphthalin enthalten. Aufgabe der Gasaufbereitung ist es, die Stör- und Schadstoffe aus dem Rohgas abzutrennen, um ein Brenngas zu erzeugen, das der jeweiligen Gasturbinenspezifikation genügt sowie die Schadstoffemissionen in die Atmosphäre auf ein Minimum begrenzt.

#### Entstaubung

Um die Prozessstufen der Gasaufbereitung vor Verlegungen und Beschädigung zu schützen, ist eine praktisch vollständige Entstaubung des Rohgases erforderlich. Für großtechnische Anlagen ist in Abhängigkeit der Partikelgröße eine Vielzahl von Abscheideverfahren verfügbar. In Tabelle 2.3 sind die Kennzahlen der für eine IGCC-Anwendung infrage kommenden Entstaubungsverfahren dargestellt.

Als trockene Partikelabscheider werden in IGCC-Anlagen keramische oder metallische Kerzenfilter eingesetzt. Unter reduzierender Atmosphäre können keramische Kerzenfilter bis zu einer Temperatur von 600 °C als Warmgas- bzw. Heißgasfilter (WGF, HGF) betrieben werden.

Der Filterkuchen auf der Filteroberfläche steigert die Entstaubungsleistung, führt allerdings auch zum Ansteigen des Druckverlustes. Daher wird diese Schicht in Abhängigkeit vom gemessenen Druckverlust oder in periodischen Zeitintervallen mechanisch entfernt. Dies geschieht meist durch pulsartiges Einblasen von hoch verdichtetem und vorgewärmtem Inert- oder Synthesegas.

Nasse Staubabscheider können als Waschtürme, Abström- oder Strahlwäscher ausgeführt werden. Venturiwäscher erreichen wie keramische Kerzenfilter eine Trennkorngröße von bis zu 0,1 µm und damit eine praktisch vollständige Entstaubung des Rohgases.

Um die Entstaubung auch bei Ausfall des Heißgasfilters (HGF), beispielsweise bei Kerzenbruch, sicherzustellen, werden häufig Kerzenfilter und Nassabscheider in Reihe geschaltet.

**Tabelle 2.3 Kennzahlen von Entstaubungsverfahren [65]**

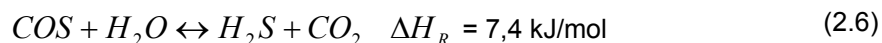
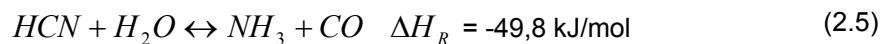
	Druckverlust [kPa]	Abscheidegrad [%]	Trennkorngröße [µm]
Tangentialzyklon	0,4...1,5	70...90	100...5000
Axial-Multizyklon	0,2...0,6	70...96	5...2000
Kerzenfilter	8,0...16,0	> 99,9	0,1
Venturiwäscher	1,0...2,0	96...98	0,1...0,4

Bei Schäden am vorgeschalteten Filter verhindert die Wasseräsche das Verschleppen von Partikeln in die Anlagen der Gasaufbereitung. Die Abtrennung von HCl und die teilweise Entfernung von NH<sub>3</sub> sind weitere Funktionen von Wasserwäschen. Dadurch werden die nachgeschalteten Komponenten der Gasaufbereitung vor dem Eintrag von Chloriden geschützt.

### **HCN/COS-Hydrolyse**

In Abhängigkeit vom Vergasungsstoff und den Vergasungsbedingungen enthält das Rohgas HCN und COS, das mit den gängigen Verfahren, mit Ausnahme der Rectisol-Wäsche, nur unzureichend abgetrennt werden kann. Daher wird häufig vor der Gaswäsche HCN in NH<sub>3</sub> (Gl. 2.5) sowie COS in H<sub>2</sub>S konvertiert (Gl. 2.6).

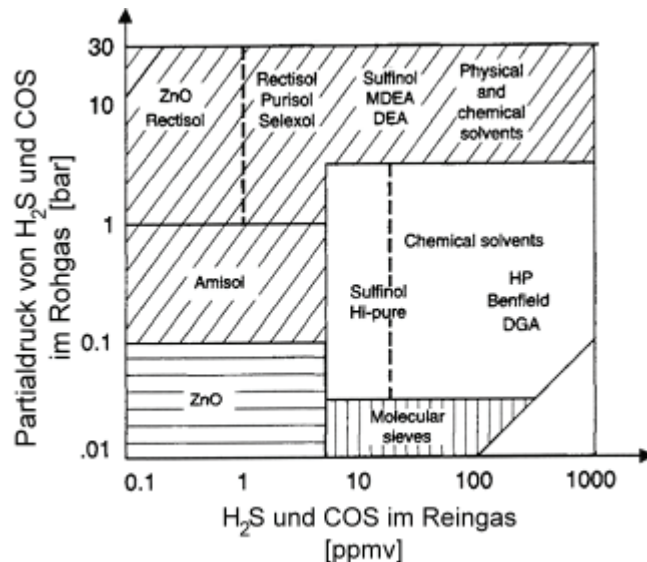
Die Hydrolyse wird bei einer Temperatur von etwa 150 °C in Festbettreaktoren mit Katalysatorschüttung durchgeführt. Zur Erhaltung der Katalysatoraktivität wird die Unterschreitung der Taupunkttemperatur meist durch eine Vorwärmung des Gasstromes vermieden.





### Entschwefelung

Aus dem im Vergasungsstoff enthaltenen Schwefel wird durch Nebenreaktionen der Vergasung überwiegend  $\text{H}_2\text{S}$  und COS gebildet. Zur Einhaltung der Emissionsgrenzwerte für  $\text{SO}_2$  und zur Vermeidung von Korrosionsschäden müssen die Schwefelverbindungen abgetrennt werden.



**Abbildung 2.4 Einsatzbereiche von Verfahren zur Entschwefelung (vgl. [30])**

Für die Entschwefelung von Vergasungsrohgasen werden vorrangig Absorptionsprozesse genutzt. Diese werden in physikalische und chemische Verfahren unterteilt.

Bei chemischen Gaswaschverfahren wird je nach Reaktionsmechanismus zwischen neutralisierenden und oxidierenden Wäschen unterschieden, wobei Letztere vollständig  $\text{H}_2\text{S}$ -selektiv sind.

Die Beladung chemischer Absorptionsmittel kann nach Erreichen des stöchiometrischen Sättigungspunktes kaum gesteigert werden. Bei physikalischen Absorptionsmitteln steigt die Beladung mit zunehmenden Partialdruck gemäß dem Henry-Gesetz (Gl. 2.7).

$$p_i = H_i \cdot x_i \quad (2.7)$$

$p_i$	Partialdruck der Komponente i
$H_i$	Henrykoeffizient der Komponente i
$x_i$	Beladung der Flüssigkeit mit der Komponente i

In Abhängigkeit der Rohgasqualität und der Anforderungen an das Reingas stehen neben den Absorptionsverfahren auch Adsorptions- und Membrantrennprozesse zur Auswahl. In Abbildung 2.4 sind die typischen Einsatzbereiche großtechnischer Entschwefelungsprozesse dargestellt.

Wie in Abschnitt 2.4.2 gezeigt wird, werden chemische Wäschen, insbesondere auf Basis von Methyldiethanolamin (MDEA), bevorzugt für IGCC ohne CCS eingesetzt (vgl. Tabelle 2.4). Nur die unter 2.3.3 beschriebenen, nachgerüsteten IGCC-Anlagen verfügen über physikalische Entschwefelungswäschen (Rectisol). Auf den Rectisol-Prozess wird in Abschnitt 3.3.11 näher eingegangen.

Verfahren zur trockenen Entschwefelung konnten sich aufgrund der geringen Beladung und aufwändigen Regeneration der Adsorbentien bisher nicht für kommerzielle IGCC-Anwendungen durchsetzen [78].

## **2.3 Realisierte und geplante IGCC-Anlagen**

### **2.3.1 IGCC-Anlagen der ersten Generation**

Die 1972 in Lünen (D) errichtete IGCC-Anlage stellt den Beginn in der Entwicklung von großtechnischen IGCC-Anlagen dar. Die Anlage verfügte über einen luftgeblasenen Lurgi-Festbettvergaser mit einem Brennstoffdurchsatz von 1700 t/d. Das Kraftwerk erreichte eine Nettoleistung von 163 MW (el) und einen thermischen Wirkungsgrad von 34,4 %.

Im Jahr 1984 folgte die Inbetriebnahme der IGCC-Anlage Cool Water (USA). Das Brenngas wurde in einem sauerstoffgeblasenen Texaco-Vergaser erzeugt. Bei einem Wirkungsgrad von 31,2 % ( $H_O$ ) wurde eine Nettoleistung von 93 MW (el) abgegeben [71], [72], [73].

Als letztes IGCC-Kraftwerk der ersten Generation ging 1985 das Kraftwerk Plaquemine (USA) in Betrieb. Diese Anlage verfügte über einen sauerstoffgeblasenen, zweistufigen Dow-Vergaser. Das Kraftwerk erreichte eine Nettoleistung von 160 MW (el) und einen Wirkungsgrad von 36 % ( $H_O$ ) [71]. Eine Gegenüberstellung der IGCC-Kraftwerke der ersten Generation sowie weitere detaillierte Angaben zu diesen nicht mehr in Betrieb befindlichen Kraftwerken sind in der Literatur verfügbar (vgl. [19], [71]).

### 2.3.2 IGCC-Anlagen der zweiten Generation

Als die ersten IGCC-Anlagen der zweiten Generation werden die Kraftwerke Pinon Pine (USA), Wabash River (USA), Polk County (USA), Buggenum (NL) und Puertollano (SP) bezeichnet, die zwischen 1993 und 1998 in Betrieb gingen.

Das Kraftwerk Pinon Pine stellt mit seinem luftgeblasenen KRW-Vergaser (Wirbelschichtvergaser) eine Ausnahme dar und nahm wegen technischer Probleme den Betrieb nicht auf.

Alle anderen der genannten Anlagen verfügen über sauerstoffgeblasene Flugstromvergaser unterschiedlicher Bauart und befinden sich bis heute in Betrieb. Die erzielten Nettowirkungsgrade liegen zwischen 39,2 % und 43,1 % ( $H_U$ ). In Tabelle 2.4 sind einige anlagenspezifische Details zusammengefasst.

Eine weitere kohlebasierte IGCC-Anlage mit einer Nettoleistung von 220 MW (el) wurde 2007 in Nakoso (J) errichtet. In dieser Anlage findet ein zweistufiger Flugstromvergaser von Mitsubishi Heavy Industries (MHI) mit trockenem Brennstoffeintrag Anwendung. Der Nettowirkungsgrad wird mit 42,9 % angegeben [76], [91]. Hervorzuheben ist, dass die Vergasung mit sauerstoffangereicherter Luft erfolgt. Die nicht integrierte Luftzerlegungsanlage (LZA) weist daher nur 25 % der Kapazität von LZA vergleichbarer IGCC auf. Die dem Vergaser zugeführte Luft wird dem Gasturbinenverdichter (GT-Verdichter) entnommen.

**Tabelle 2.4 Kohlebasierte IGCC der zweiten Generation [43], [44], [83]**

		<b>Wabash River</b>	<b>Polk County</b>	<b>Buggenum</b>	<b>Puertollano</b>
Inbetriebnahme		1995	1996	1994	1998
Vergaser		Conoco-Philips	GE	Shell	PSG
Brennstoffeintrag		Suspension	Suspension	Staub	Staub
Brennstoff		Steinkohle Petrolkoks	Steinkohle Petrolkoks	Steinkohle Biomasse	Steinkohle Petrolkoks Biomasse
Nettoleistung	MW (el)	262	252	253	300 <sup>17</sup>
Nettowirkungsgrad	%	39,2	41,2	43,1	42,2
Entschwefelung		MDEA	MDEA	Sulfinol M	MDEA
Schwefelrückgewinnung		Schwefel	Schwefelsäure	Schwefel	Schwefel
Gasturbine		GE7FA	GE7FA	V94.2	V94.3
LZA		Air Liquide	Air Products	Air Products	Air Liquide
LZA-Integrationsgrad <sup>18</sup>	%	0	0	100	100

<sup>17</sup> gilt für ISO-Bedingungen, 283 MW (el) Nettoleistung unter Standortbedingungen

<sup>18</sup> Definiton luftseitiger LZA-Integrationsgrad siehe Gleichung 2.8

Für die Beschreibung der LZA-Integration wird meist der luftseitige Integrationsgrad verwendet. Dieser gibt an, zu welchem Anteil der LZA-Prozessluftbedarf durch Entnahmeluft aus dem GT-Verdichter gedeckt wird (siehe Gl.2.8).

Zur Konditionierung des Brenngases wird häufig stickstoffreiches Restgas aus der LZA in das Brenngas vor der Gasturbine (GT) gemischt. Dabei wird das Verhältnis von zugemischtem Restgas (RG) zum insgesamt verfügbaren Restgasstrom der LZA als stickstoffseitiger Integrationsgrad erfasst (siehe Gl. 2.9).

$$I_L = \frac{\dot{m}_{EL,GT}}{\dot{m}_{PL,LZA}} \quad (2.8)$$

$$I_N = \frac{\dot{m}_{RG,GT}}{\dot{m}_{RG,LZA}} \quad (2.9)$$

mit:  $\dot{m}_{EL,GT}$  - Entnahmeluftstrom aus GT-Verdichter zur LZA [kg/s]

$\dot{m}_{PL,LZA}$  - Prozessluftbedarf der LZA [kg/s]

$\dot{m}_{RG,GT}$  - Restgasmassenstrom zur GT [kg/s]

$\dot{m}_{RG,LZA}$  - Restgasmassenstrom ex LZA [kg/s]

### 2.3.3 Nachgerüstete IGCC-Anlagen

Eine ehemals zur Stadtgaserzeugung genutzte Anlage in Vrešova wurde auf IGCC-Betrieb umgerüstet, da die Stadtgasproduktion durch die flächendeckende Umstellung auf Erdgas verdrängt würde. Diese Anlage verfügt über 26 Lurgi-Festbettvergaser sowie eine Rectisol-Gaswäsche zur Entschwefelung und CO<sub>2</sub>-Abtrennung.

Im Rahmen der Umrüstung wurden zwei Gasturbinen (GE 209E) installiert und die CO<sub>2</sub>-Abtrennstufe der Rectisol-Anlage mit einem Bypass versehen [84], [39].

In der Folgezeit wurde der Austausch der Festbettvergaser gegen zwei HTW-Wirbelschichtvergaser geplant, aber nicht umgesetzt (vgl. [74]). Mit einer Nettoleistung von 398 MW (el) ist diese Anlage das zurzeit leistungsstärkste IGCC-Kraftwerk.

Diese Leistung wird erreicht, wenn 30 % des Brenngasstromes durch Erdgaseinspeisung gedeckt werden, da die Kapazität der Gasaufbereitung für den Brenngasbedarf der Gasturbinen nicht ausreicht [39].

Ein Kraftwerk mit ähnlicher Entstehungsgeschichte sowie nahezu identischer Vergasungs- und Gasaufbereitungstechnologie wurde im SVZ bis 2007 betrieben (siehe Tabelle 2.5).

Das Gaskombinat Schwarze Pumpe (GSP) deckte als größte Stadtgaserzeugungsanlage der damaligen DDR rund 75 % des gesamten Stadtgasbedarfs ab. Im Zuge der Umstellung auf Erdgas wurde die Stadtgasproduktion eingestellt und die Anlage teilweise umgebaut.

**Tabelle 2.5 Nachgerüstete IGCC-Anlagen (vgl. [77])**

		<b>Vrešova</b>	<b>Schwarze Pumpe</b>
Ursprüngliche Anlage		Stadtgasproduktion	Stadtgasproduktion
Inbetriebnahme IGCC		1996	1996
Status		in Betrieb	seit 2007 außer Betrieb
Vergaser		26 x Sasol-Lurgi, 1 x SFGT	7 x Sasol-Lurgi, 1 x BGL, 1 x SFGT
Brennstoff		Braunkohle	Braunkohle, feste und flüssige Abfälle
Produkte nach Umrüstung		Elektrizität, Dampf	Elektrizität, Dampf, Methanol
Nettoleistung	MW (el)	398 <sup>19</sup>	70
Nettowirkungsgrad	%	k. A.	k. A.
Entschwefelung		Rectisol	Rectisol
Schwefelrückgewinnung		Schwefelsäure	REA-Gips
CO <sub>2</sub> -Abtrennung		nein	teilweise
Gasturbine		GE 9E	GE 6B
LZA-Integrationsgrad	%	0	0

In sieben Sasol-Lurgi-Festbettvergasern, einem SFGT-Flugstromvergaser und einem zusätzlich errichteten BGL-Festbettvergaser wurde Rohgas aus Braunkohle sowie festen und flüssigen Abfällen gewonnen. Die Gasreinigung erfolgte in einer Gaswäsche nach dem Rectisol-Verfahren. Die Anlage wurde um eine einstufige Rohgas-CO-Konvertierung, eine Methanolsyntheseanlage und ein Kombikraftwerk erweitert. Das erzeugte Reingas diente als Einsatzstoff für die Methanolsyntheseanlage mit einer Kapazität von 120 000 t/a [36].

<sup>19</sup> 30 % Erdgaszumischung erforderlich

Um die erforderliche Synthesegasqualität zu erreichen, wurde der überwiegende Teil des CO<sub>2</sub> aus dem Rohgasstrom entfernt. Die schwefelhaltigen *Tailgas*-Ströme der Gasreinigung und das *Purgegas* der Methanolsynthese wurden im Kombikraftwerk verbrannt.

Das Rauchgas wurde anschließend in einer konventionellen Rauchgasentschwefelungsanlage (REA) behandelt. Eine Speicherung oder Verwertung des abgetrennten CO<sub>2</sub> erfolgte nicht [79]. Diese Anlage, die als erstes IGCC mit Polygeneration und CO<sub>2</sub>-Abtrennung angesehen werden kann, wurde nach 2007 vollständig zurückgebaut.

Neben den oben genannten kohlebasierten IGCC-Anlagen wurden ab 1997 weitere IGCC als Raffineriekraftwerke errichtet. Beispielhaft sind Pernis (NL), Priolo (IT), Falconara (IT) und Sardina (IT) zu nennen. Diese Anlagen verarbeiten Raffinerieabfälle und erzeugen Elektrizität, Dampf und Wasserstoff für den Raffineriebetrieb. Alle unter 2.3.1 bis 2.3.3 beschriebenen Anlagen wurden als IGCC ohne CO<sub>2</sub>-Abtrennung und Speicherung (CCS) ausgelegt.

#### 2.3.4 Geplante IGCC-Anlagen

Im Rahmen verschiedener Untersuchungen konnte gezeigt werden, dass IGCC-Anlagen der dritten Generation ein Wirkungsgradpotenzial<sup>20</sup> bis zu 55 % aufweisen [19], [20]. Wesentliche Bedingungen dafür sind die weitere Steigerung der Turbineneintrittstemperatur der Gasturbine (TET) sowie der Einsatz von trockenen Gasreinigungsverfahren anstelle konventioneller nasser Gaswäschen [79].

Die Betriebserfahrungen aus den bestehenden IGCC-Anlagen der zweiten Generation geben für die Weiterentwicklung klare Richtlinien [43], [44]. Die in den europäischen Anlagen realisierte vollständige Integration der LZA erbringt in Hinblick auf den Anlagenwirkungsgrad Vorteile, die aber mit erheblichen Einschränkungen in der Anlagenflexibilität einhergehen.

Es ist absehbar, dass Anlagen der dritten Generation als teilintegrierte Anlagen geplant werden. Eine teilintegrierte LZA kann ohne GT und die entsprechende Brenngasversorgung angefahren werden. Bei Ausfall der Vergasung oder der Gasaufbereitung kann das Kombikraftwerk von der LZA entkoppelt und heruntergefahren werden. Zudem wird die Steuerung des Gasturbinenprozesses vereinfacht.

---

<sup>20</sup> für Braunkohle

Untersuchungen der Anlagenverfügbarkeit zeigten, dass hauptsächlich Probleme mit der Rohgaskühlung und Entstaubung zu Anlagenstillständen führten. Durch den Verzicht auf teure Wärmeübertrager zur Rohgaskühlung und den Einsatz von *Quench*-Kühlern können diese Ausfälle vermieden und die Investitionskosten gesenkt werden.

Der durch Quenchkühlung bedingte Wirkungsgradverlust beträgt zwischen 1 % und 3,5 % (absolut), wird aber durch die Steigerung der Anlagenverfügbarkeit und deutlich verringerte Investitionskosten ökonomisch überkompensiert [86].

Der Anstieg der Investitionskosten für IGCC-Anlagen zwischen 1996 und 2007 von 2250 US\$/kW auf 3300 US\$/kW wurde von KLEIN untersucht [87]. Die Investitionskostenschätzungen erreichten 2004 ihr Minimum bei rund 1600 US\$/kW. Angetrieben von vermeintlich niedrigen Investitionskosten und steigenden Preisen für Erdgas und Erdöl wurden mehr als 30 IGCC-Projekte gestartet. Es zeigte sich, dass die tatsächlichen Investitionskosten im Bereich von 3300 US\$/kW bis über 5000 US\$/kW liegen [87]. In Folge nahezu verdoppelter Investitionskosten und der wirtschaftlichen Entwicklung nach 2007 wurden bis auf wenige Ausnahmen alle geplanten IGCC-Projekte gestoppt oder vollständig aufgegeben.

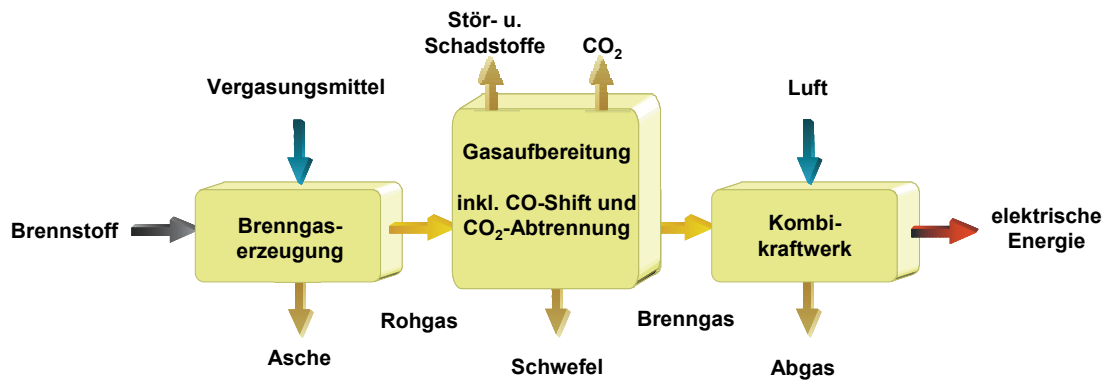
In einigen Fällen waren lokale Faktoren wie Akzeptanz oder Infrastrukturprobleme für den Projektabbruch ausschlaggebend. Gründe für den Stopp der wichtigsten IGCC-Projekte in den USA wurden von KLEIN zusammengefasst [87].

Im Abschnitt 2.5 wird auf drei, in Planung bzw. in Bau befindliche, europäische IGCC-Projekte der dritten Generation mit CCS eingegangen, die nicht von Projektstopps betroffen sind, sich jedoch verzögern.

## 2.4 Komponenten für IGCC mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung

Zusätzlich zu den unter 2.2 beschriebenen Hauptkomponenten einer konventionellen IGCC-Anlage ohne CO<sub>2</sub>-Abtrennung erfordert IGCC-CCS die Integration einer CO-Konvertierung (*CO-Shift*) und eines CO<sub>2</sub>-Abtrennverfahrens (siehe Abbildung 2.5). Im Verlauf der *CO-Shift* wird Kohlenmonoxid durch Dampfzugabe und unter Wasserstoffbildung zu CO<sub>2</sub> konvertiert. Die CO<sub>2</sub>-Abtrennung erfolgt wie die Entschwefelung mit Hilfe von Gaswäschen. Einige Absorptionsverfahren ermöglichen die Zusammenfassung der Entschwefelung und der CO<sub>2</sub>-Abtrennung in einem Prozess.

Das abgetrennte CO<sub>2</sub> wird anschließend verdichtet, gegebenenfalls verflüssigt und steht zur Speicherung bereit. Da die CO<sub>2</sub>-Abtrennung vor der Verbrennung erfolgt, wird der Prozess auch als *Pre Combustion Capture* bezeichnet.

Abbildung 2.5 IGCC-Prozesskette mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung

### 2.4.1 Brenngaserzeugung

Die Brenngaserzeugung für IGCC und IGCC-CCS ist weitgehend identisch. Bei IGCC-CCS muss ein hoher Kohlenstoffvergasungsgrad (C-Vergasungsgrad, Gl. 2.10) und ein möglichst geringer Anteil an Kohlenwasserstoffen im Rohgas sichergestellt werden. Nicht umgesetzter Kohlenstoff (Koks, Ruß) muss vor der Brenngasaufbereitung abgetrennt werden, um die Anlagen vor Beschädigungen und Blockaden zu schützen. Falls der abgetrennte Kohlenstoff oder kohlenstoffreiche Aschen und Stäube nicht zum Vergaser zurückgeführt werden können, führt der resultierende Kohlenstoffverlust zu einer deutlichen Verringerung des erzielbaren CO<sub>2</sub>-Abtrenngrades oder Kohlenstoffrückhaltgrades (Gl. 2.11).

Der Anteil von Kohlenwasserstoffen im Rohgas, insbesondere CH<sub>4</sub>, ist ein kritischer Punkt, da CH<sub>4</sub> nicht durch absorptive Gaswäschen abgetrennt werden kann. Der durch CH<sub>4</sub> bedingte Kohlenstoffschlupf in der CO<sub>2</sub>-Abtrennung kann für einige Vergasungsverfahren mit Blick auf CCS ein Ausschlusskriterium darstellen.

Der Kohlenstoffrückhaltgrad (C-Rückhaltgrad) ist ein wesentliches Kriterium zur Bewertung von CCS-Prozessen. Dieser Kennwert gibt das Verhältnis von abgetrenntem Kohlenstoff (als CO<sub>2</sub>) und im Vergasungsgas<sup>21</sup> enthaltenen Kohlenstoff an.

Alle Kohlenstoffverluste, die zwischen Vergasung und CO<sub>2</sub>-Abtrennung auftreten, sowie der Kohlenstoffschlupf durch die CO<sub>2</sub>-Abtrennung, werden nach Gleichung 2.12 als Emission bewertet. Mit Bezug auf die geleistete elektrische Nettoarbeit des IGCC-CCS wird nach Gleichung 2.13 die spezifische CO<sub>2</sub>-Emission bestimmt.

<sup>21</sup> bei *Post Combustion* und *Oxyfuel* Bezug auf Rauchgas nach Brennkammer



$$CVG = 1 - \frac{\dot{n}_{CH_4, VG} + \dot{n}_{CO, VG} + \dot{n}_{CO_2, VG}}{\dot{n}_{C, VS}} \quad (2.10)$$

$$CRG = \frac{\dot{n}_{GA, ab} \cdot y_{CO_2} \cdot M_C}{\dot{m}_{VS} \cdot C_{VS} - \dot{m}_A \cdot C_A} \quad (2.11)$$

$$\dot{E}_{CO_2} = C_{VS} \cdot \dot{m}_{VS} \cdot (1 - CRG) \quad (2.12)$$

$$e_{CO_2} = \frac{\dot{E}_{CO_2} \cdot 3600}{P_{el, net}} \quad (2.13)$$

$$\eta_{KG, V} = \frac{\dot{m}_{VG} \cdot Hu_{VG}}{\dot{m}_{VS} \cdot Hu_{VS}} \quad (2.14)$$

- mit:  $\dot{n}_{CH_4, VG}$  - CH<sub>4</sub> Stoffstrom, Vergasungsgas [kmol/s]  
 $\dot{n}_{CO, VG}$  - CO Stoffstrom, Vergasungsgas [kmol/s]  
 $\dot{n}_{CO_2, VG}$  - CO<sub>2</sub> Stoffstrom, Vergasungsgas [kmol/s]  
 $\dot{n}_{C, VS}$  - C Stoffstrom, Vergasungsstoff [kmol/s]  
 $\dot{n}_{GA, ab}$  - durch Gasaufbereitung abgetrennter Stoffstrom [kmol/s]  
 $M_C$  - molare Masse Kohlenstoff, 12,01 kg/kmol  
 $C$  - Kohlenstoffanteil [kg/kg]

Der Kaltgaswirkungsgrad nach Gleichung 2.14 beschreibt das Verhältnis des Heizwertstromes des Vergasungsgases bezogen auf den in den Vergaser eingebrachten Heizwertstrom des Vergasungsstoffes und ist ein wichtiges Bewertungskriterium für Vergasungsprozesse.

### **Festbettvergaser**

Für den Einsatz von Festbettvergäsern in IGCC-CCS spricht die Robustheit und Brennstoffflexibilität. Allerdings ist die realisierbare Leistungsgröße von unter 400 MW (th) zu gering, um den Brenngasbedarf einer modernen *F-class* Gasturbine durch einen Vergaser abzudecken.

Zudem weist das Brenngas einen sehr hohen  $\text{CH}_4$ -Anteil auf (bis 15 Vol.-%) [28], [29], [30]. Dies führt zu einem Kohlenstoffschlupf durch die Gasaufbereitungsanlage. Bei der anschließenden Verbrennung in der Gasturbine wird die entsprechende Menge  $\text{CO}_2$  freigesetzt und der C-Rückhaltegrad beträgt weniger als 70 %. Hinzu kommen die Aufwendungen für die Behandlung der TÖF-Produkte, welche ebenfalls einen potenziellen  $\text{CO}_2$ -Emissionspfad darstellen, sodass ein C-Rückhaltegrad von höchstens 60 % zu erreichen ist.

### **Wirbelschichtvergaser**

Da die Wirbelschichtvergasung, insbesondere das HTW-Verfahren, eine attraktive Möglichkeit zur Vergasung reaktionsfreudiger Braunkohlen darstellt, wurde dieses Verfahren in einer Reihe von Studien wie ENCAP oder COORIVA einbezogen. Mit Blick auf den Einsatz der Wirbelschichtvergasung in IGCC-CCS-Anlagen sind der hohe C-Anteil des Bodenproduktes und der  $\text{CH}_4$ -Anteil im Rohgas von 5 bis 8 Vol.-% als limitierende Faktoren für den erreichbaren C-Abtrenngrad zu nennen.

Die Kombination eines Wirbelschichtvergasers mit einem darunter angeordneten Schlackebad ermöglicht eine Steigerung des C-Rückhaltegrades um etwa 5 % [40]. Diese Weiterentwicklung könnte in Analogie zum BGL-Schlackebadvergaser erfolgen. Der nahezu vollständige Kohlenstoffumsatz im Schlackebad macht die Bodenproduktnachbehandlung überflüssig. Zusätzlich kann durch Anhebung der Temperatur in der Wirbelschicht der  $\text{CH}_4$ -Anteil im Rohgas gesenkt werden. Auf 1000 MW (th) ausgelegt, kann dieser Vergaser den Brenngasbedarf einer modernen Gasturbine der 300-MW-Klasse vollständig decken.

### **Flugstromvergaser**

Wie in Abschnitt 2.2.1 dargestellt, zeichnen sich Flugstromvergasungsverfahren durch hohe Reaktortemperaturen bis 1900 °C aus (siehe Abbildung 2.3). Dadurch wird ein annähernd vollständiger C-Umsatz erzielt.

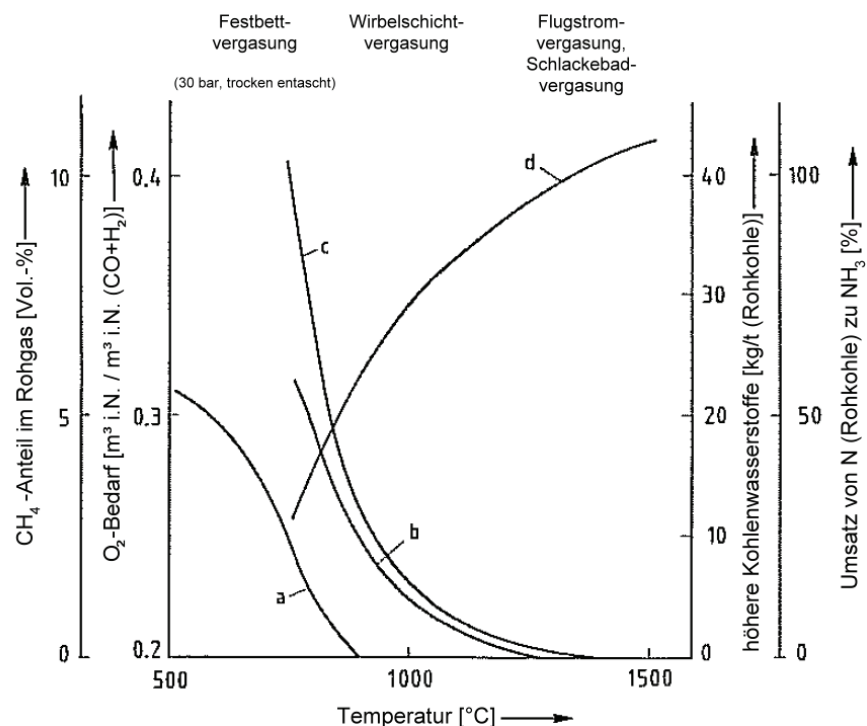
Weiterhin enthält das Rohgas praktisch keine Kohlenwasserstoffe, wodurch der C-Schlupf in der Gasaufbereitung auf ein Minimum reduziert werden kann.

Für IGCC-CCS weisen Flugstromvergaser mit Wasserquench gegenüber Verfahren mit Gasquench deutliche Vorteile auf. Neben der Rohgaskühlung kann auch eine nachfolgende Rohgas-Shift vereinfacht ausgeführt werden. Auf den Kühler-Sättiger-Kreislauf der CO-Shift (siehe Abschnitt 2.4.2) kann meist verzichtet werden, da das Rohgas durch den Wasserquench ausreichend mit Wasserdampf gesättigt wird.

Für die Konvertierung nach Flugstromvergaser mit Gasquench werden wegen des geringen Wasseranteiles im Rohgas große Mengen Prozessdampf benötigt, sodass die Integration eines Kühler-Sättiger-Kreislaufes erforderlich ist.

### Vergleich von Vergasungsverfahren für IGCC-CCS anhand Verbrauchs- und Ausbeutekennziffern

Aus Abbildung 2.6 ist zu entnehmen, dass die sehr gute Synthesegasqualität der Flugstromvergassung und der hohe erzielbare Kohlenstoffumsatz nur durch einen sehr hohen Sauerstoffeinsatz erzielt werden können. Inertgaseintrag durch pneumatische Feststoffeintragssysteme, hohe Ascheanteile im Einsatzstoff sowie Feuchtigkeit im Vergasungsstoff führen zu einer weiteren Steigerung des Sauerstoffbedarfs.



**Abbildung 2.6** Typische Reaktortemperaturen verschiedener Vergasertypen – Auswirkungen auf Rohgasqualität und Sauerstoffbedarf (vgl. [30])

- a) höhere Kohlenwasserstoffe (z. B. Phenole);
- b) Ammoniak; c) Methan; d) Sauerstoffbedarf

Die Vergasung von ballastreichen, niedrig inkohlten Kohlen (Braunkohle) ist mit einigen Flugstromverfahren zwar technisch möglich, muss aber unter dem Aspekt des Vergasungsmittelbedarfs kritisch bewertet werden. Einen weiteren Schwachpunkt stellt die aufwändige Rohgaskühlung dar.

Im Falle einer nassen Quenchkühlung sind deutliche Wirkungsgradeinbußen zu verzeichnen. Ein wesentlicher Vorteil der Flugstromverfahren liegt in der praktisch vollständigen thermischen Zersetzung von Kohlenwasserstoffen zu CO und H<sub>2</sub>.

Die in Tabelle 2.6 zusammengefassten Ergebnisse basieren auf Simulationsrechnungen und geben einen Ausschnitt der durchgeführten Voruntersuchungen zum Vergleich von großtechnisch verfügbaren Vergasungsverfahren wieder.

Die dazu erstellten Vergasermodelle reproduzieren die in der Literatur verfügbaren Angaben zuverlässig (vgl. [28], [29], [30], [31], [32], [37]) und bilden den Ausgangspunkt der in Kapitel 3.3 beschriebenen Vergasermodellierung.

Neben den in Tabelle 2.6 aufgeführten Vergasertypen wurden auch Festbettvergaser sowie Flugstromvergaser mit nassem Eintrag untersucht. Aufgrund des geringen erreichbaren C-Rückhaltegrade von 60 % erfolgt in der vorliegenden Arbeit keine Betrachtung von Festbettvergaser für die Anwendung in IGCC-CCS. Ebenfalls ausgeschlossen ist die Flugstromvergasung mit nassem Eintrag.

Durch den hohen Wasseranteil der Rohbraunkohle und die zusätzlich, zur Herstellung der Vergasungsstoffsuspension benötigte Wassermenge, sinkt der Kaltgaswirkungsgrad auf unter 40 % ab. Dies ist auf die erforderliche Verdampfungsleistung zurückzuführen, die durch exotherme Oxidationsreaktionen und entsprechend hohen O<sub>2</sub>-Bedarf gedeckt wird. In der Folge wird ein Vergasungsgas erzeugt, das im Wesentlichen aus Wasserdampf und CO<sub>2</sub> besteht.

**Tabelle 2.6      Verfahrensvergleich von Vergasertypen – Berechnungsergebnisse**

		Wirbelschicht	Wirbelschicht + Schlackebad	Flugstrom, trockener Eintrag, Roh- gasquench	Flugstrom, trockener Eintrag, Was- serquench
<b>Vergasungsstoff</b>					
Kohlenstoffanteil	kg/kg			0,52	
Ascheanteil	kg/kg			0,11	
Feuchte	kg/kg			0,12	
Heizwert	MJ/kg			19,5	
Massenstrom	kg/s			50,0	
Vergaserleistung	MW (th)			975	
Sauerstoffbedarf	kg/s	20,0	22,0	28,6	28,6
Dampfbedarf	kg/s	15,4	13,6	2,0	2,0
<b>Rohgaszusammensetzung</b> <sup>22</sup>					
H <sub>2</sub> O	Mol-%	18,0	13,5	10,8	10,8
Ar + N <sub>2</sub>	Mol-%	4,8	4,2	3,5	3,5
CH <sub>4</sub>	Mol-%	5,3	4,8	0,0	0,0
CO	Mol-%	30,0	34,9	52,5	52,5
CO <sub>2</sub>	Mol-%	15,0	14,6	6,2	6,2
H <sub>2</sub>	Mol-%	26,3	27,5	26,7	26,7
Rest <sup>23</sup>	Mol-%	0,6	0,5	0,3	0,3
<b>Rohgas</b> <sup>24</sup>					
Massenstrom	kg/s	84,4	81,8	78,4	149,8
Heizwert	MJ/kg	9,6	10,0	10,2	5,3
<b>Gasaufbereitung</b> <sup>25</sup>					
CO-Umsatz ( <i>Shift</i> )	%	99,0	99,0	99,0	99,0
CO <sub>2</sub> -Abtrennung	%	99,0	99,0	99,0	99,0
<b>max. abtrennbarer CO<sub>2</sub>-Strom</b>	<b>kg/s</b>	<b>77,4</b>	<b>81,8</b>	<b>95,0</b>	<b>95,0</b>
<b>C-Vergasungsgrad</b>	<b>%</b>	<b>90,0</b>	<b>99,5</b>	<b>99,5</b>	<b>99,5</b>
<b>max. erreichbarer C-Rückhaltegrad</b> <sup>26</sup>	<b>%</b>	<b>80,0</b>	<b>84,5</b>	<b>98,2</b>	<b>98,2</b>
<b>Kaltgaswirkungs- grad</b>	<b>%</b>	<b>83,1</b>	<b>83,9</b>	<b>82,0</b>	<b>81,4</b>

<sup>22</sup> Flugstromvergaser mit trockenem Eintrag und Wasserquench: Zusammensetzung vor Quench

<sup>23</sup> C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>, COS, H<sub>2</sub>S, HCl, HCN, NH<sub>3</sub>

<sup>24</sup> nach Rohgaskühlung bzw. Wasserquench

<sup>25</sup> Annahmen für CO-Umsatz und CO<sub>2</sub>-Abtrennung nach Stand der Technik

<sup>26</sup> ohne Berücksichtigung von Kohlenstoffverlusten, ohne Kohlenstoffeinbindung in die Schlacke

### **Zwischenfazit**

Der maximal erreichbare C-Rückhaltegrad einer IGCC-CCS-Anlage wird durch die Auswahl eines Vergasungsverfahrens wesentlich beeinflusst. Ein C-Rückhaltegrad von ca. 85 % und höher ist nur mit IGCC-CCS-Konzepten auf Basis von Flugstromvergasung mit trockenem Eintrag oder Wirbelschichtvergasung mit integrierter Schlackebadvergasung zu erzielen.

Der im Vergleich zu den Wirbelschichtvergasungsverfahren um 30 % höhere Sauerstoffbedarf sowie die teure Rohgaskühlung respektive der Wirkungsgradverlust der Quenchkühlung sind bedeutende Nachteile der Flugstromvergasung und unterstreichen die Auswahl der Wirbelschichtvergasung mit Schlackebad für die vorliegende Konzeptstudie.

## **2.4.2 Gasaufbereitung**

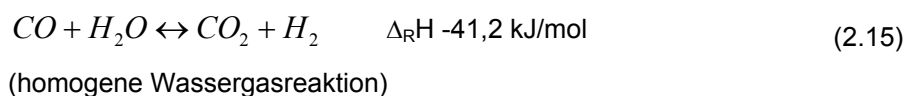
### **CO-Shift**

Aufgrund der Exothermie der homogenen Wassergasreaktion (Gl. 2.15) ist eine möglichst niedrige Prozesstemperatur für die CO-Shift anzustreben, um einen hohen Gleichgewichtsumsatz zu erreichen.

Daher wird dieser Prozess-Schritt meist gestuft und mit einer Zwischenkühlung oder in isothermen Reaktoren durchgeführt. Für eine wirtschaftliche Raum-Zeit-Ausbeute ist bei Temperaturen unter 900 °C der Einsatz von Katalysatoren erforderlich.

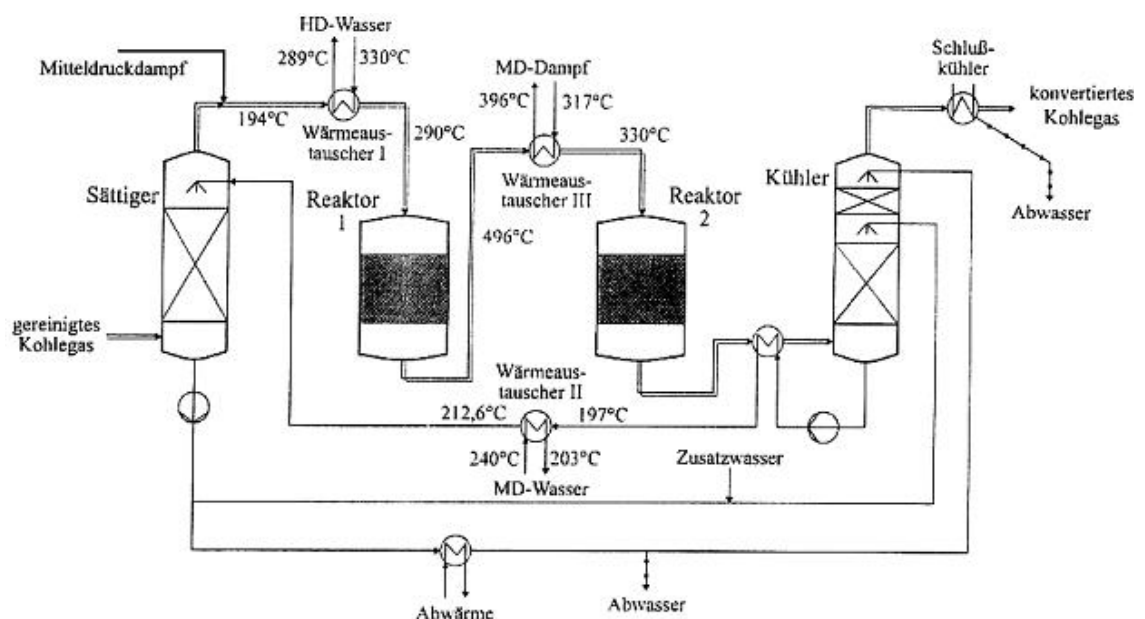
Eine überstöchiometrische Zugabe von Prozessdampf bewirkt einen höheren Reaktionsumsatz und unterdrückt unerwünschte Nebenreaktionen wie die Bildung von Kohlenwasserstoffen (FT-Synthese).

Das erforderliche molare Verhältnis von Wasserdampf und CO liegt je nach Gaszusammensetzung und eingesetztem Katalysator zwischen 1,5 mol/mol und 3 mol/mol und sollte möglichst in Absprache mit dem Katalysatorhersteller bestimmt werden.



Bezogen auf den Heizwert von CO und H<sub>2</sub> bedingt die CO-Shift einen Heizwertverlust von circa 15 %. Für die Nutzung der frei werdenden Reaktionswärme stehen zwei verschiedene Ansätze zur Wahl.

Durch indirekte Wärmeübertragung kann MD-Dampf erzeugt und im Dampfkraftprozess sowie zur Deckung des Dampfbedarfes der Konvertierung genutzt werden (siehe Abbildung 2.7). Zusätzlich kann MD- und HD-Kesselspeisewasser vorgewärmt werden. Dadurch wird ein hoher wärmetechnischer Integrationsgrad erreicht, der jedoch ein komplexes Reglungs- und Steuerungskonzept erfordert und das Betriebsverhalten negativ beeinflussen kann.



**Abbildung 2.7 Hoch integrierte CO-Shift mit MD-Dampferzeugung [46]**

Eine höhere Stabilität wird durch eine einfache Sättiger-Direktkühler-Kombination erzielt. Das aus dem Rohgassättiger abfließende Wasser wird abgekühlt und in den Direktkühler nach dem letzten Katalysatorbett eingespeist. Das so vorgewärmte Wasser wird durch Wärmeübertrager zwischen den Reaktorstufen weiter erhitzt und anschließend zurück in den Rohgassättiger geleitet, wodurch der MD-Dampfbedarf der CO-Shift gesenkt wird (siehe Abbildung 2.8).

Die CO-Shift kann als Rohgas-Shift<sup>27</sup> vor der Entschwefelung oder als Reingas-Shift<sup>28</sup> nach der H<sub>2</sub>S-Abtrennung erfolgen.

<sup>27</sup> auch *Raw Gas Shift* oder *Sour Gas Shift*

<sup>28</sup> auch *Clean Gas Shift* oder *Sweet Gas Shift*

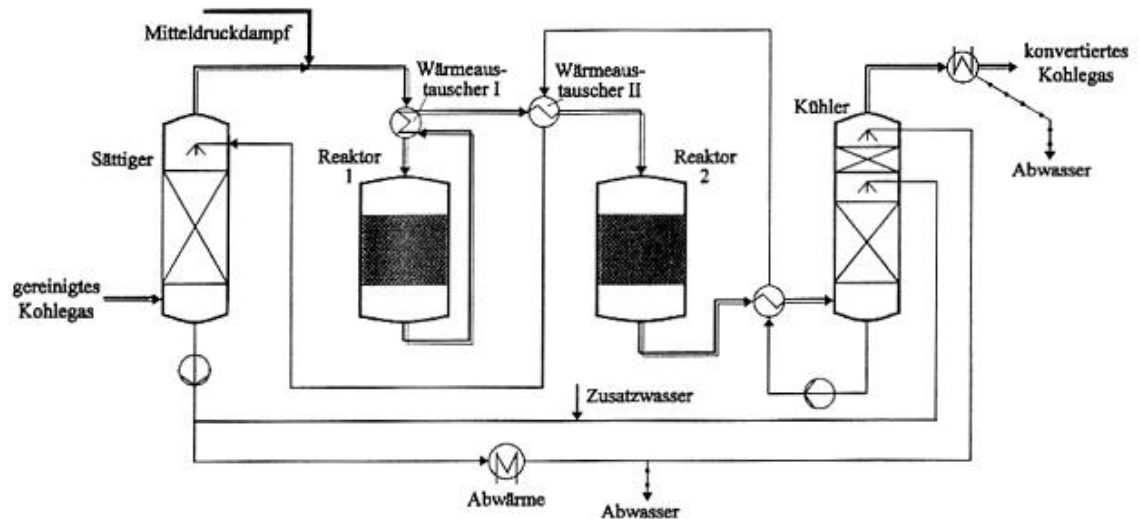


Abbildung 2.8 CO-Shift ohne Integration in den Wasserdampfkreislauf [46]

### Rohgas-Shift

In großtechnischen Prozessen zur Konvertierung von schwefelhaltigen Gasen werden häufig Katalysatoren auf Basis von MoS und CoS zur Rohgas-Shift eingesetzt. Zur Vermeidung eines Aktivitätsverlusts durch Hydrolysierung erfordern diese Katalysatoren eine  $H_2S$ -Konzentration zwischen 100 ppmv und 700 ppmv (vgl. Gl. 2.16) [47].



Diese Bedingung wird durch deutliche höhere, typische Schwefelwasserstoffgehalte z. B. bis 2000 ppmv für Steinkohle- oder bis 4000 ppmv für Braunkohlebetrieb sicher eingehalten. Zudem handelt es sich bei der Hydrolyse um einen reversiblen Vorgang, sodass der Katalysator durch eine Behandlung mit  $H_2S$ -reichem Gas, insbesondere bei der Inbetriebnahme, in den sulfidischen Zustand versetzt werden kann.

Niedrige Temperaturen am Reaktoreingang und ein hoher Wasserdampfüberschuss wirken sich günstig auf den erreichbaren CO-Umsatz aus. Dabei muss Wasserdampfkondensation in jedem Fall durch einen ausreichenden Temperaturabstand zum Taupunkt (20 K bis 150 K) vermieden werden, um einer Schädigung des Katalysators vorzubeugen.

Trotz einer annähernd vollständigen Abscheidung von Partikeln und Chloriden vor der Rohgas-Shift und einer Chloridtoleranz einiger Katalysatoren bis 600 ppmv ist mit einer langsam fortschreitenden Katalysatorvergiftung und einem entsprechenden Aktivitätsverlust zu rechnen.



Durch Anhebung der Prozesstemperatur bis zu 9 K/a kann dieser teilweise kompensiert werden, was aber zu einer Verringerung des erreichbaren CO-Umsatzes führt. Daher muss die Katalysatorschüttung des ersten Reaktors nach zwei bis vier Jahren ersetzt werden [48]. Die Schüttungen nachfolgender Reaktoren können Standzeiten zwischen fünf und acht Jahren erreichen und erfordern eine deutliche geringere Steigerung der Reaktortemperatur zum Ausgleich des Aktivitätsverlustes.

Eine Auswahl gebräuchlicher Katalysatoren für die Rohgas-*Shift* sowie deren Einsatzbereiche sind in Tabelle 2.7 dargestellt.

Eine zusätzliche Hydrolyse von HCN und COS kann bei Anlagen mit Rohgas-*Shift* entfallen, wenn Reaktoren eingesetzt werden, in denen die entsprechenden Reaktionen 2.5 und 2.6 simultan zur CO-*Shift* ablaufen. Ein weiterer Vorteil der Rohgas-*Shift* besteht in der Nutzung des im Rohgas enthalten Wasserdampfes und dem dadurch verringerten Prozessdampfbedarf.

**Tabelle 2.7**      **Auswahl von Katalysatoren für die Rohgas-*Shift* (vgl. [46], [48], [49])**

Hersteller	Bezeichnung	Temperaturbereich [°C]
Süd Chemie	C25-2-02	230-510
Haldor Topsoe	SSK	225-500
Synetix	K8-11	230-480
Synetix	K8-11/1	230-480 <sup>29</sup>

### **Reingas-*Shift***

Die erste und zweite Stufe der Reingas-*Shift* werden meist als Hochtemperatur-*Shift* (HTS) mit einer Reaktortemperatur zwischen 300 °C und 550 °C ausgeführt. Die eingesetzten Katalysatoren auf Basis von Ni/Cr-Oxid oder Fe/Cr-Oxid können bis 300 ppmv Schwefelverbindungen im Einsatzgas tolerieren.

Die dritte Stufe der Reingas-*Shift* arbeitet in einem Temperaturbereich zwischen 180 °C und 270 °C und wird daher als Niedertemperatur-*Shift* (NTS) bezeichnet [68].

Die in der NTS-Stufe eingesetzten Katalysatoren auf der Basis von Cu/Zn-Oxid sind im hohen Maße empfindlich gegen jede Art von Verunreinigungen, insbesondere Schwefelverbindungen. Die tolerierbare Schwefelbeladung liegt unter 1 ppmv.

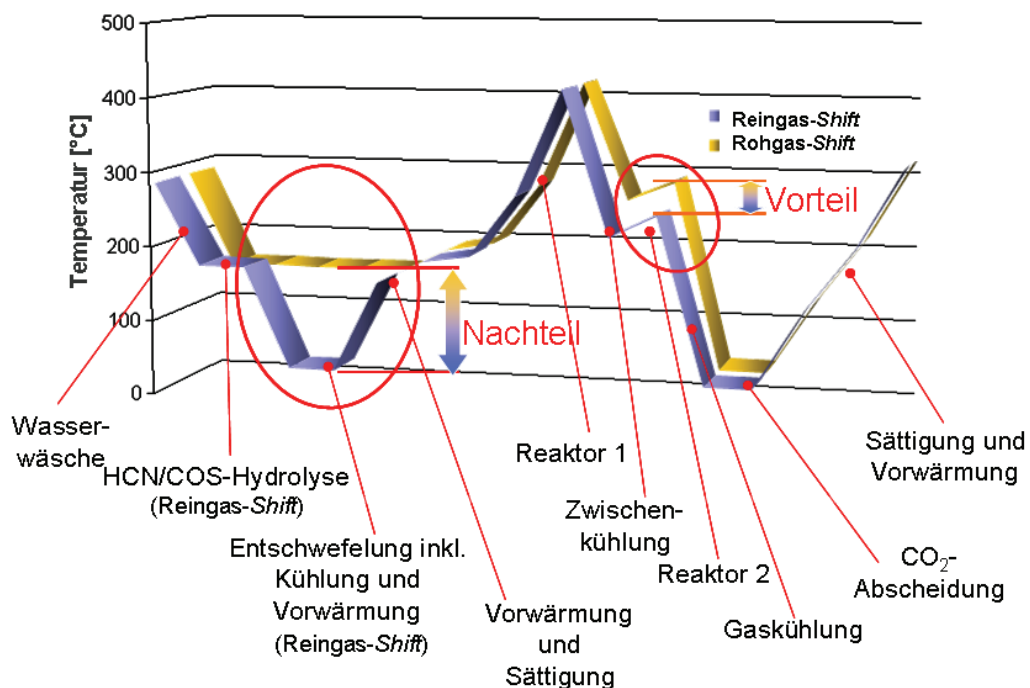
<sup>29</sup> mindestens 150 K über Wassertaupunkt

Diese Gasqualität wird durch vorgeschaltete oder oberhalb der NTS-Katalysatorschüttung angeordnete ZnO-Opferkatalysatoren sichergestellt. Tabelle 2.8 zeigt eine Auswahl von kommerziell verfügbaren Katalysatoren für die Reingas-Shift.

**Tabelle 2.8** Auswahl von Katalysatoren für die Reingas-Shift [49], [50], [51], [52]

Hersteller	Bezeichnung	Temperaturbereich [°C]
Süd Chemie	C12-3-05	330-510
Süd Chemie	C12-3-04	330-510
Süd Chemie	G3	327-510
Haldor Topsoe	SK-201-2	320-500
Haldor Topsoe	LK-823	180-275
Haldor Topsoe	LK-821-2	180-275
Haldor Topsoe	LSK	180-275
Synetix	KATALCO 93-3	190-350
Synetix	KATALCO 83-6	200-350

Die vor der Reingas-Shift zwingend notwendige Entschwefelung erfordert eine Abkühlung des Rohgases auf rund 40 °C oder tiefer. Dadurch wird der im Rohgas enthaltene Wasserdampf annähernd vollständig auskondensiert. Die anschließend erforderliche Zuführung von Wasserdampf vor der Reingas-Shift führt zu einem erhöhten Prozessdampfbedarf und zu einem Wirkungsgradverlust von etwa 2 %-Punkten gegenüber IGCC-CCS mit Rohgas-Shift [53], [64].



**Abbildung 2.9** Temperaturprofile von Gasaufbereitungskonzepten für IGCC-CCS  
Vor- und Nachteil der Reingas-Shift

Die in Abbildung 2.9 gezeigten Temperaturprofile der beiden CO-*Shift* Technologien verdeutlichen den beschriebenen Nachteil der NT-Wärmeverluste der Reingas-*Shift*. Aus dieser Abbildung ist auch ein wesentlicher Vorteil der Reingas-*Shift*, die tiefere Reaktortemperatur der letzten Stufe, zu erkennen. Daraus ergibt sich für die Reingas-*Shift* ein erzielbarer CO-Umsatz, der circa 4 % über dem der Rohgas-*Shift* liegt, falls eine entsprechende NTS-Stufe integriert ist (vgl. Tabelle 2.9).

Für die Reingas-*Shift* ist insgesamt ein höherer Druckverlust zu verzeichnen, da der erforderliche Hydrolysereaktor vor der Entschwefelung sowie die Wärmeübertrager zur Wiederaufwärmung nach der Entschwefelung bei der Rohgas-*Shift* entfallen.

**Tabelle 2.9      Gegenüberstellung wesentlicher Unterschiede der Rohgas- und Reingas-*Shift***

	<b>Rohgas-<i>Shift</i></b>	<b>Reingas-<i>Shift</i></b>
COS/ HCN-Hydrolyse	simultan, kein Hydrolysereaktor erforderlich	Hydrollysereaktor vor Entschwefelung erforderlich
Entschwefelung	nach <i>Shift</i> sehr geringe H <sub>2</sub> S- Konzentration, erschwert die H <sub>2</sub> S- Aufkonzentration im CLAUS-Gas	keine Beeinflussung der H <sub>2</sub> S- Konzentration
Dampfbedarf	moderat, Rohgasfeuchte wird genutzt	hoch, Rohgasfeuchte nicht nutzbar
CO-Restkonzentration	1...5 Vol.-%	0,1...1 Vol.-%

### **Entschwefelung**

Für IGCC-CCS-Konzepte wird meist eine kombinierte selektive Abtrennung von H<sub>2</sub>S und CO<sub>2</sub> in einer Gaswäsche geplant. Oft werden dazu physikalische Gaswäschen ausgewählt, da diese aufgrund des hohen CO<sub>2</sub>-Partialdruckes Vorteile in Bezug auf den spezifischen Energiebedarf bieten (siehe Abbildung 2.10, Tabelle 2.10).

Vereinzelt wurde auch der Einsatz einer chemischen Wäsche zur selektiven Abtrennung von H<sub>2</sub>S und CO<sub>2</sub> untersucht [63].

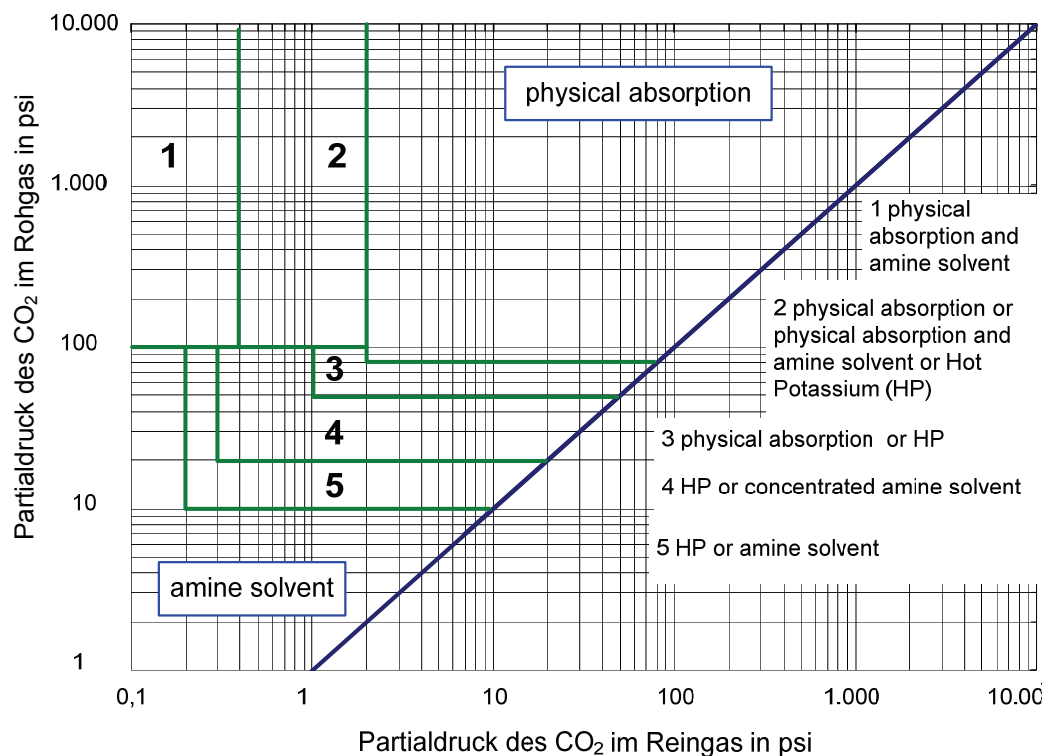
Der hohe Wärmebedarf der Regeneration chemischer Waschmittel, der bis 3 MJ je Kilogramm  $\text{CO}_2$  beträgt, wird in der Regel durch ND-Dampfentnahme aus der Dampfturbine gedeckt. Dies führt zu einer deutlich verringerten Dampfturbinenleistung und zu einem entsprechend niedrigen thermischen Wirkungsgrad.

In seltenen Fällen werden Kombinationen von chemischen Entschwefelungsverfahren und physikalischen  $\text{CO}_2$ -Wäschen in Betracht gezogen, um eine höhere  $\text{H}_2\text{S}$ -Anreicherung zu erzielen (vgl. [64]).

### **$\text{CO}_2$ -Abtrennung**

Da Absorptionsmittel wie beispielsweise Methanol ( $\text{MeOH}$ ) oder Monoethanolamin ( $\text{MEA}$ ) sowohl  $\text{H}_2\text{S}$  als auch  $\text{CO}_2$  lösen, können einige für die Entschwefelung entwickelte Gaswäschen auch zur  $\text{CO}_2$ -Abtrennung genutzt werden.

Analog zur Entschwefelung sind bei hohen Partialdrücken der abzutrennenden Komponente physikalische Absorptionsmittel vorteilhaft. Bei niedrigen Partialdrücken kommen chemisch wirksame Waschmittel zum Einsatz.



**Abbildung 2.10 Einsatzbereiche von  $\text{CO}_2$ -Gaswäschen (vergl. [88])**

Der Abbildung 2.10 sind die Einsatzbereiche von großtechnisch anwendbaren CO<sub>2</sub>-Wäschen zu entnehmen. Aufgrund der hohen CO<sub>2</sub>-Partialdrücke nach CO-Shift sind physikalische Verfahren für die Abtrennung großer CO<sub>2</sub>-Mengen in IGCC-CCS-Anlagen besonders geeignet. In Tabelle 2.10 sind die am häufigsten eingesetzten Verfahren anhand der wesentlichen Kennzahlen zusammengefasst.

**Tabelle 2.10 Kennzahlen von physikalischen Wäschen zur selektiven Abtrennung von H<sub>2</sub>S und CO<sub>2</sub> (vgl. [41], [42])**

		<b>Genosorb</b>	<b>Selexol</b>	<b>Purisol</b>	<b>Rectisol</b>
Absorbertemperatur	°C	-20...20	-20...20	-20...-40	-40...-70
CO <sub>2</sub> -Löslichkeit	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> bar	3,100	3,628	3,568	13,458
erreichbare CO <sub>2</sub> -Konzentration im Reingas	ppmv	< 5000	< 5000	< 1000	< 5
Selektivität H <sub>2</sub> S / CO <sub>2</sub>	mol/mol	6,8	8,89	10,2	7,06
Lösungsmitteldichte	kg/m <sup>3</sup>	1030	1030	1027	785
spezifischer Energiebedarf <sup>30</sup>	kWh/kg	0,06...0,11	0,06...0,11	0,09	0,05
Anbieter / Lizenzgeber		Uhde / Clariant	Norton Company	Lurgi	Linde / Lurgi
Lösungsmittel		TGDE	TGDE	NMP	MeOH

Das Rectisol-Verfahren weist in Bezug auf das Absorptionsvermögen und die erreichbaren Produktreinheiten deutliche Vorteile gegenüber allen anderen physikalischen Absorptionsverfahren auf. Die hervorragende Gasreinheit, die mit diesem Verfahren erreicht werden kann sowie die Verwendung eines preiswerten und annähernd uneingeschränkt verfügbaren Waschmittels ist ausschlaggebend dafür, dass etwa 75 % der weltweiten Kapazität zur Synthesegasaufbereitung auf dieses Verfahren entfallen.

### **Zwischenfazit**

Die CO-Shift ist ein zentraler Bestandteil von IGCC-CCS-Anlagen, da die Gaswäsche und Schwefelrückgewinnung, der Wasserdampfkreislauf sowie die Gasturbine unmittelbar beeinflusst werden. In Hinblick auf den erreichbaren thermischen Wirkungsgrad eines IGCC-CCS-Kraftwerkes und den Druckverlust der Gasaufbereitung ist der Einsatz der Rohgas-Shift vorteilhaft.

<sup>30</sup> Wärmebedarf und elektrischer Eigenbedarf bezogen auf abgetrenntes CO<sub>2</sub>

Je niedriger die Reaktionsendtemperatur, um so höher liegt die  $\text{H}_2$ -Ausbeute, aber auch der Wärmeverlust. Zudem gestaltet sich die Integration der frei werdende Reaktionswärme bei Verringerung der Reaktionstemperatur zunehmend schwieriger.

Aufgrund des hohen  $\text{CO}_2$ -Partialdruckes nach *CO-Shift* sind physikalische Wäschen zur selektiven  $\text{H}_2\text{S}$ - und  $\text{CO}_2$ -Abtrennung vorzuziehen, insbesondere der Rectisol-Prozess. Chemische Absorptionsverfahren sind für die selektive Abtrennung von  $\text{H}_2\text{S}$  und  $\text{CO}_2$  in IGCC-CCS-Anlagen nur mäßig geeignet.

## 2.5 Realisierte und geplante IGCC-Anlagen mit $\text{CO}_2$ -Abtrennung

Am Standort Puertollano wurde das bestehende IGCC um eine Teilstrom- $\text{CO}_2$ -Abtrennung erweitert. Erste Inbetriebnahmeversuche fanden im September 2010 statt [90]. Rund 2 % des Gasstromes können vor als auch nach der Entschwefelung des Hauptgasstromes abgezweigt und einer *CO-Shift* zugeführt werden. Anschließend werden  $\text{CO}_2$  und ggf.  $\text{H}_2\text{S}$  gemeinsam in einer *aMDEA*-Wäsche abgetrennt und über einen Verdichter in die Entschwefelungsanlage des Hauptgasstromes geführt.

Der gewonnene Rohwasserstoff wird zu 60 % in den Rohgashauptstrom rezirkuliert. In einer Druckwechseladsorptionsanlage (PSA) wird der verbleibende Rohwasserstoff auf eine Reinheit von 99,99 % angereichert.

Sowohl der Reinwasserstoff als auch das anfallende *Purgegas* werden zum Hauptgasstrom zurückgeleitet. Mithilfe dieser Anlage sollen Untersuchungen zur Optimierung der *CO-Shift*, Analyse von Verfahren zur Trennung von  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2$  sowie zur weiteren Aufbereitung des abgetrennten  $\text{CO}_2$  durchgeführt werden [90].

Mit der IGCC-Anlage in Buggenum verfügt Vattenfall nach der Übernahme von Nuon über eine vergleichbare Testanlage und führt seit Oktober 2010 ebenfalls Versuche zu IGCC-CCS durch [89].

Nach einjähriger Unterbrechung wurden die Arbeiten am IGCC-CCS Projekt „Magnum“ in Eemshaven (NL) wieder aufgenommen. In einer ersten Phase entsteht ein konventionelles mit Erdgas betriebenes GuD-Kraftwerk mit drei Strängen, welches bis 2012 fertiggestellt werden soll. In einer zweiten Phase ist dann der Ausbau zu einem IGCC-CCS geplant [89].

Die Planungen für ein IGCC-CCS am Standort Hatfield (GB) sind weit fortgeschritten. Die erste Bauphase sieht die Errichtung eines zweisträngigen, erdgasgefeuerten Kombikraftwerkes mit einer Bruttoleistung von 800 MW (el) vor.

Die Brennstoffversorgung wird durch nahe gelegene Erdgasfelder in der Nordsee gesichert. In der zweiten Phase sollen zwei Shell-Flugstromvergaser und eine Gasaufbereitungsanlage mit *CO-Shift* und  $\text{CO}_2$ -Abtrennung (Selexol-Prozess) installiert werden [85]. Die  $\text{CO}_2$ -Abtrennkapazität wird mit 4,5 Mio. t/a angegeben [80].

Im Jahr 2006 gab RWE die Planung eines IGCC-CCS bekannt. Die einsträngige Anlage soll mit Rheinischer Braunkohle betrieben werden und einen C-Rückhaltegrad von 92 % und eine Nettoleistung von 320 MW (el) erreichen. Die Planung sieht eine integrierte Wirbelschichttrocknungsanlage mit integrierter Abwärmenutzung (WTA) vor, um den Wassergehalt der Rohbraunkohle von über 50 Ma.-% auf etwa 12 Ma.-% zu verringern. Als Vergaser soll ein Quenchvergaser mit trockenem Eintrag zum Einsatz kommen. Für die CO-Konvertierung ist eine konventionelle Rohgas-*Shift* vorgesehen, der Nettowirkungsgrad der Anlage soll 34 % betragen [81].

Informationen zu weiteren internationalen IGCC-CCS-Projekte sowie CSS-Projekte auf Basis von *Post Combustion Capture* oder *Oxyfuel* sind unter [www.globalenergyobservatory.org](http://www.globalenergyobservatory.org) beschrieben [82]. Bei Letzteren handelt es sich um  $\text{CO}_2$ -Abtrennung mittels Rauchgaswäsche (*Post Combustion*) und um  $\text{CO}_2$ -Anreicherung und Abtrennung nach Verbrennung in einer  $\text{CO}_2/\text{O}_2$ -Atmosphäre (*Oxyfuel*).

### 3 Modellierung der Komponenten des IGCC-Kraftwerkes

#### 3.1 Konzeptfindung

In der Literatur ist eine Vielzahl von Studien zu IGCC-CCS verfügbar [49], [53], [54], [55], [56], [63]. Diese unterscheiden sich oft in den getroffenen Annahmen und Randbedingungen. Die Vergleichbarkeit wird dadurch beeinträchtigt. In den meisten Studien werden Konzepte mit Flugstromvergasung untersucht. Studien mit sauerstoffgeblasenen Wirbelschichtvergasern wurden nur in geringer Zahl veröffentlicht [62], [64].

In einigen Studien werden Rohgas- und Reingas-*Shift* gegenübergestellt. Untersuchungen zu alternativen *Shift*-Konzepten in Verbindung mit Wirbelschichtvergasung sind praktisch nicht verfügbar.

Entsprechend der Zielstellung wurden die Gasreinigungskonzepte mit zweistufiger Rohgas-*Shift* und dreistufiger Reingas-*Shift* als Referenzkonzepte untersucht. Diese Konzepte werden nachfolgend mit „F2“ respektive „F3“ bezeichnet. Davon ausgehend wurde ein Konzept mit vereinfachter, einstufiger Rohgas-*Shift* abgeleitet. Unter Beibehaltung der Randbedingungen für die Rohgas-*Shift* wird damit der erzielbare Gleichgewichtsumsatz beschränkt. Dies hat zur Folge, dass der durch die CO-*Shift* bedingte Heizwertverlust verringert wird, weniger Reaktionswärme als NT-Abwärme abgeführt werden muss und insgesamt weniger CO<sub>2</sub> abgetrennt und verdichtet wird. Dementsprechend kommt es zu einer Reduktion des elektrischen Eigenbedarfes des IGCC-CCS-Kraftwerkes und zu einer Steigerung des thermischen Wirkungsgrades. Dieses Konzept soll das Potenzial einer angepassten CO<sub>2</sub>-Abtrennung von etwa 75 % zeigen und wird nachfolgend mit „F1“ bezeichnet. Die resultierende spezifische CO<sub>2</sub>-Emission ist zwar die höchste unter den betrachteten Konzepten, allerdings sind Einsparungen bei Brennstoffverbrauch und der zu speichernden CO<sub>2</sub>-Menge zu erwarten.

Ein weiteres alternatives Konzept soll die Vorteile der Rohgas-*Shift* mit dem hohen Gleichgewichtsumsatz der Niedertemperatur-*Shift* (NTS) verbinden. Dazu wurde eine konventionelle zweistufige Rohgas-*Shift* und nachfolgender selektiver H<sub>2</sub>S/CO<sub>2</sub>-Abtrennung mit einer zusätzlichen NTS-Stufe kombiniert. Auf dieses Konzept wird im Folgenden mit „F4“ Bezug genommen. Durch CO<sub>2</sub>-Abtrennung vor NTS (primäre CO<sub>2</sub>-Abtrennung) und erneute Zufuhr von Wasserdampf wird das thermodynamische Gleichgewicht der homogenen Wassergasreaktion (Gl. 2.15) auf die Seite der Produkte H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> verschoben. Zusätzlich wurde für die NTS der Einsatz eines Isothermalreaktors vorgesehen, um bei der tiefstmöglichen Temperatur von 170 °C den maximalen Reaktionsumsatz zu erzielen.

Damit verfolgt dieses alternative Konzept einen Ansatz aus der chemischen Industrie und der Erdölverarbeitung, um die H<sub>2</sub>-Ausbeute zu erhöhen.



Da in der NTS-Stufe nur noch geringe Mengen  $\text{CO}_2$  entstehen, ist eine physikalische  $\text{CO}_2$ -Abtrennung wegen des geringen  $\text{CO}_2$ -Partialdruckes nicht sinnvoll. Aufgrund der vollständigen Entschwefelung vor NTS (Rectisol nach Rohgas-Shift, ZnO-Opferkatalysator vor NTS), wurde für die  $\text{CO}_2$ -Feinreinigung (sekundäre  $\text{CO}_2$ -Abtrennung) nach NTS eine nicht selektive MDEA-Wäsche gewählt.

**Tabelle 3.1      Übersicht der untersuchten Konzepte und Berechnungsfälle**

Konzept	F1	F2	F3	F4
Berechnungsfälle Braunkohle	BKF1	BKF2	BKF3	BKF4
Berechnungsfälle Steinkohle	SKF1	SKF2	SKF3	SKF4
Vergasung	Wirbelschicht + Schlackebad			
Rohgaskühlung	ROGADE			
Entschwefelung	Rectisol nach CO-Shift Stufe 1	Rectisol nach CO-Shift Stufe 2	Rectisol vor CO-Shift Stufe 1	Rectisol nach CO-Shift Stufe 2
CO-Shift Stufe 1	Rohgas adiabat		Reingas adiabat	Rohgas adiabat
CO-Shift Stufe 2	keine	Rohgas adiabat	Reingas adiabat	Rohgas adiabat
CO-Shift Stufe 3	keine		Reingas adiabat	Reingas isotherm
primäre $\text{CO}_2$ -Abtrennung	Rectisol nach CO-Shift Stufe 1	Rectisol nach CO-Shift Stufe 2	Rectisol nach CO-Shift Stufe 3	Rectisol nach CO-Shift Stufe 2
sekundäre $\text{CO}_2$ -Abtrennung	keine			MDEA nach CO-Shift Stufe 3

## 3.2 Verwendete Software

Für die Modellierung der Kraftwerkskonzepte wurden zwei kommerzielle *Software*-Produkte verwendet. Alle Prozesse der Vergasung und Gasaufbereitung bis einschließlich der Gasturbine werden mit ASPEN Plus abgebildet, da dieses Simulationsprogramm eine große Bandbreite verfahrenstechnischer Prozesse abdecken kann und über umfangreiche Stoffdatenbanken verfügt.

Die Modellierung des Wasser-Dampf-Kreislaufes erfordert weniger umfangreiche Stoffdaten, aber einen schnellen und stabilen Gleichungslöser, was den Einsatz von EBSILON nahe legt. Der Fokus dieses Programms liegt auf der Modellierung von Wärmenetzen und Wasser-Dampf-Kreisläufen.

Luftzerlegungs-, Vergasungs- und Konvertierungsprozesse können in EBSILON nicht in der gleichen Detaillierung wie in ASPEN modelliert werden. Durch die Spezialisierung auf energietechnische Prozesse ist EBSILON übersichtlich, benutzerfreundlich und stellt eine hilfreiche Ergänzung zu ASPEN Plus dar.

Beide *Software*-Produkte verfügen über eine Reihe von Schnittstellen zu Microsoft Excel, sodass der Datenaustausch zwischen den Programmen einfach realisiert werden kann.

### 3.2.1 Modularisierte Prozeßsimulation

Die Simulation verschiedener Konzepte, welche sich strukturell stark unterscheiden, erfordert ein flexibles Prozessmodell, das aus standardisierten Modulen aufgebaut ist. Alle Teilprozesse werden als eigenständige Module abgebildet, die einzeln oder in frei wählbaren Kombinationen verwendet werden können:

- Vergasung,
- Rohgaskühlung,
- Entstaubung,
- Wasserwäsche,
- CO-Shift,
- Gaswäsche,
- Brenngaskonditionierung,
- Gasturbine,
- Wasserdampfkreislauf.

Die Modellierung des Vergasungsprozesses stellt den Ausgangspunkt jedes Berechnungsfalles dar. Im Anschluss werden alle weiteren Prozesse modular angefügt und in Hinblick auf die sich einstellenden Temperaturen und Drücke weitgehend selbsttätig angepasst. Als letztes Modul wird ein generisches Gasturbinenmodell eingefügt, welches anhand der Brenngaszusammensetzung den erforderlichen Brenngasmassenstrom, den Entnahmeluftmassenstrom sowie die Abgaszusammensetzung und -temperatur bestimmt [69]. Der ermittelte Brenngasmassenstrom bestimmt den Vergasungsstoffbedarf und damit alle nachfolgenden Stoffströme.

Die Zusammenschaltung der oben genannten Simulationsmodule ergibt das Bilanzmodell des jeweiligen Berechnungsfalles. Dazu werden alle für die Berechnung des Wasser-Dampfkreislaufes relevanten Ergebnisse von ASPEN Plus an EBSILON übertragen.

### 3.2.2 Modulstruktur

In ASPEN Plus stehen zwei Modi zur Berechnung von Flowsheet Simulationen zur Verfügung: der *Sequential Modular* (SM) Modus – zur sequenziellen Berechnung der einzelnen *Unit Operations* und der *Equation Oriented* (EO) Modus – zur Berechnung über ein Gleichungssystem. Letzterer führt zu einer erheblichen Beschleunigung des Berechnungsablaufes, ist aber für Prozesse mit Feststoffen (*unconventional solids*) nicht anwendbar.

Jedes im Rahmen dieser Arbeit entwickelte ASPEN Plus Modul verfügt neben der standardmäßigen grafischen Benutzeroberfläche (*Graphical User Interface*-GUI) über eine Anwenderebene in Form einer eingebetteten Excel Datei. Diese Unterteilung vereinfacht vor allem die Dateneingabe, da alle wesentlichen Parameter tabellarisch zusammengefasst werden.

Die Realisierung der Anwenderebene erfolgt mit Hilfe von *Calculator*-Blöcken in ASPEN Plus. Über diese *Calculator*-Blöcke werden die Variablen in einer eingebetteten MS-Excel-Tabelle verknüpft und sind entsprechend einfach zu beeinflussen. Durch Einbindung von VBA-Makros wird die Funktionalität der Anwenderebene erweitert.

Für Prozessvariablen, zum Beispiel Vergaserdruck, die bereits vor Beginn der Berechnung der ersten *Unit Operation* einen Wert enthalten müssen und im Verlauf der Berechnung keine Änderung erfahren, werden durch den *Calculator* „Input-S“<sup>31</sup> die erforderlichen Werte übertragen.

Variablen wie die Rohgastemperatur nach ROGADE, die im Verlauf der Simulation durch andere Größen mehrfach beeinflusst werden und iterativ anzupassen sind, werden durch einen *Calculator* „Input-D“<sup>32</sup> berechnet und übergeben.

Im Berechnungsverlauf wird eine Reihe von Variablen, wie der O<sub>2</sub>-Bedarf des Vergasers, durch *Flowsheeting Options* wie *Design Spec*, *Calculator* und *Transfer* ohne den direkten Einfluss des Anwenders angepasst (siehe Tabelle 3.2). Diese *Flowsheeting Options* sind für die Berechnung der Module essenziell und enthalten neben den *Unit Operations* wesentliche Detailinformationen zu den betreffenden Modulen.

**Tabelle 3.2**      **Elemente der Variablenbehandlung in ASPEN Plus**  
***Flow Sheetting Options***

Element	Typ	Funktion
<i>Calculator</i>	Rechnerblock	Berechnung einer oder mehrerer Variablen mittels FORTRAN oder Excel
<i>Design Spec</i>	Reglerblock	schrittweise Anpassung einer Variable bis zum Erreichen einer Zielgröße
<i>Transfer</i>	Werteübertrager	Übergabe von Strom- oder Blockvariablen an Objekte innerhalb eines Modules

Die Berechnungsergebnisse können über das GUI und die in ASPEN verfügbaren Ergebnistabellen angezeigt werden. Darüber hinaus kann die Ausgabe ausgewählter Größen jeweils durch einen *Calculator* „Output“ erfolgen (vgl. Abbildung 3.1).

Mit *ASPEN Simulation Workbook* besteht eine weitere Möglichkeit zur Verknüpfung der Simulation mit Microsoft Excel. Das Modell kann vollständig durch Excel gesteuert werden, ohne das Modell zuvor mit ASPEN Plus zu öffnen.

Die Verknüpfung mittels *Calculator* weist jedoch den Vorteil auf, dass *Calculator*-Blöcke und die eingebetteten Excel-Tabellen als Objekte zusammen mit dem jeweiligen ASPEN-Modell gespeichert werden. Diese Objekte sind leicht aus Modulen zu exportieren und bei Bedarf in andere zu importieren.

<sup>31</sup> statische Variablen

<sup>32</sup> dynamische Variablen

Weiterhin kann ein *Calculator*-Block als Objekt in *Hierarchy*-Blöcken innerhalb eines Moduls integriert werden. Dadurch steht beim Kopieren oder Verschieben von *Unit Operations* immer die entsprechende Tabelle zur Verfügung. Die Bezüge zu den entsprechenden Variablen werden dynamisch aktualisiert.

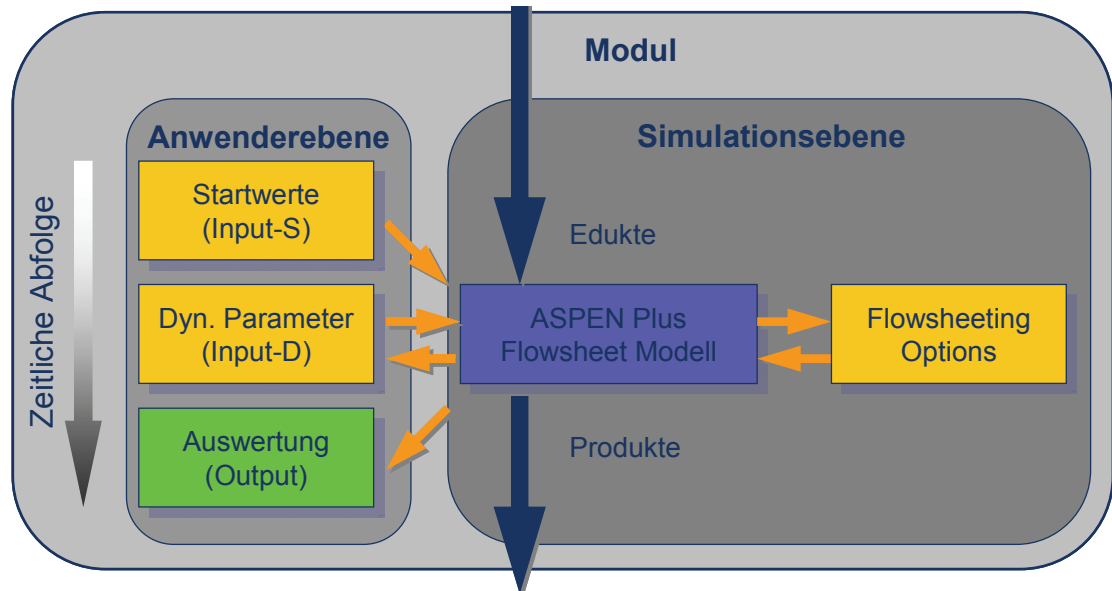


Abbildung 3.1 Variablenbehandlung innerhalb eines Moduls

### 3.3 Beschreibung der Simulationsmodule

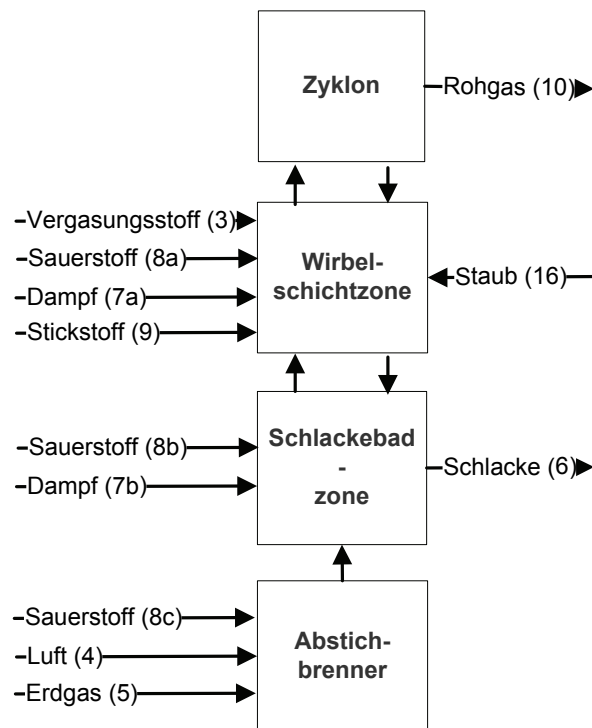
#### 3.3.1 Modul Vergaser

Der Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad ist für den Einsatz zur Vergasung von Braun- und Steinkohle in IGCC-Kraftwerken konzipiert und dessen Auslegung auf eine Leistung von 1000 MW (th) wurde von OGRISECK, S. dargelegt [64]. Diese Arbeit diente als Ausgangspunkt für die Vergasermodellierung. Zusätzlich zu dem von OGRISECK, S. beschriebenen 3-Zonenmodell, bei dem drei getrennte Gleichgewichtsreaktoren (RGibbs) die Wirbelschicht, das Schlackebad und den Abstichbrenner abbilden, wurde eine Excel Datei eingebunden. Diese eingebettete Datei erweitert das strukturell angepasste Modul mit einer Excel-Schnittstelle, einer Brennstoffdatenbank sowie Funktionen zur Berechnung des GAN-Bedarfs sowie der automatisierten Druck- und Temperaturanpassung aller mit dem Modul verbundenen Ströme.

Der Brennstoffstrom enthält ausschließlich Komponenten der *Sub Stream Class* „nonconventional“, und die Zusammensetzung basiert auf der Immediat- und Elementaranalyse des festen Brennstoffes.

Da Komponenten der *Substream Class* „nonconventional“ nicht zur Berechnung von chemischen Gleichgewichten verwendet werden können, wird der Brennstoffstrom mit Hilfe eines Reaktors „RYield“ in reaktionsfähige Bestandteile der *Substream Class* „CISOLID“ und „MIXED“ entsprechend der Elementaranalyse umgewandelt.

Die Eingabe der Elementaranalyse sowie der thermodynamischen Parameter des Brennstoffstromes erfolgt mit Hilfe des *Calculator* „Input-S“. In der Tabelle „Brennstoffanalyse“ werden die Elementar- und Immediatanalyse sowie der experimentell bestimmte Analyseheizwert des Brennstoffs im Rohzustand eingegeben.



**Abbildung 3.2 Blockfließbild des Moduls Vergaser**

Sollten keine Analysedaten vorliegen oder häufig wiederkehrende Berechnungen mit bestimmten Brennstoffen erforderlich sein, kann aus einer editierbaren Datenbank ein Brennstoff ausgewählt werden. Um Eingabefehler bei der Vergasersimulation zu vermeiden, wird die Zusammensetzung automatisch auf Vollständigkeit geprüft und gegebenenfalls korrigiert. Im Anschluss daran erfolgt nach Eingabe des Wasseranteils im Einsatzzustand die Umrechnung der Analyse und des Heizwertes auf den wasserfreien und den Einsatzzustand. Die Resultate werden in Form der *Proxanal*-, *Ultanal*- und *Sulfanal*-Analyse sowie des Parameters HCOMB<sup>33</sup> über die Tabelle „Export“ an ASPEN Plus übergeben.

<sup>33</sup> HCOMB: Heat of Combustion; Brennwert bezogen auf wasserfreien Zustand

Dadurch werden typische, häufig auftretende Bedienungsfehler vermieden. In der Tabelle „Eingabe“ werden neben Massenstrom und Temperatur des Brennstoffes auch Reaktordruck und -temperatur eingegeben.

Der benötigte Brennstoffmassenstrom ergibt sich erst nach Abschluss der Berechnungen des Gasturbinenmoduls. Da alle Stoffströme eine direkte Abhängigkeit vom Brennstoffmassenstrom aufweisen und die Berechnung von zahlreichen, zum Teil sehr aufwändigen, geschlossenen Stoffkreisläufen einen hohen Rechenaufwand bedingt, ist eine möglichst genaue Abschätzung des erforderlichen Vergasungsstoffmassenstromes außerordentlich hilfreich. Die Abschätzung des Brennstoffmassenstromes gemäß Gleichung 3.1 erfolgt anhand der Leistungsklasse der Gasturbine und Annahmen zum Kaltgaswirkungsgrad der Gasinsel<sup>34</sup> sowie zum elektrischen Bruttowirkungsgrad der Gasturbine.

Mit Hilfe des Brennstoffmassenstromes und der Brennstoffanalyse wird im *Calculator* „Input-S“ die thermische Vergaserleistung bestimmt, die zur Skalierung der Wärmeverluste und der Leistung des Abstichbrenners benötigt wird. Der Vergaserdruck muss ausreichend hoch gewählt werden, damit die durch Rohgaskühlung und Gasaufbereitung bedingten Druckverluste überwunden werden und am Regelventil der Gasturbine das Brenngas mit dem erforderlichen Überdruck anliegt. Der somit durch die Gasturbine und die Gasaufbereitung bestimmte Vergaserdruck lässt sich nach Gleichung 3.2 abschätzen. In Abhängigkeit des gewählten Gasaufbereitungskonzeptes ergeben sich für Konzepte mit F-class Gasturbine Vergaserdrücke zwischen 30 bar und 35 bar.

$$m_{VS} \approx \frac{P_{el,GT}}{Hu_B \cdot \eta_{KG,V} \cdot \eta_{KG,GA} \cdot \eta_{GT}} \quad (3.1)$$

mit	$m_{VS}$	- Massenstrom Vergasungsstoff [kg/s]
	$P_{el,GT}$	- Bruttoleistung Gasturbine ca. 300 MW (el)
	$Hu_{VGS}$	- Heizwert ca. 20 MJ/kg
	$\eta_{KG,V}$	- Kaltgaswirkungsgrad Vergasung ca. 0,85
	$\eta_{KG,GA}$	- Kaltgaswirkungsgrad Gasaufbereitung ca. 0,95
	$\eta_{GT}$	- elektrischer Bruttowirkungsgrad Gasturbine ca. 0,35

<sup>34</sup> Vergasung und Gasaufbereitung

Der Vergasungsstoff wird getrennt von den Vergasungsmitteln gravimetrisch mit Reaktordruck eingetragen. Alle weiteren Medien, wie die Vergasungsmittel Sauerstoff und Wasserdampf, Spülnstickstoff sowie die Gase zum Betrieb des Abstichbrenners, müssen gegenüber dem Reaktor einen Überdruck von 3 bar aufweisen.

$$p_V \approx p_{GT,aus} \cdot \Pi \cdot \alpha \cdot \Delta p_{RGK} \cdot F_S \quad (3.2)$$

mit	$p_{GT,aus}$	- Abgasdruck nach Gasturbine, ca. 1,05 bar
	$\Pi$	- Druckverhältnis der Gasturbine, ca. 18
	$\alpha$	- relativer Druck vor Regelventil, ca. 1,3
	$\Delta p_{RGK}$	- Druckverlust der Rohgaskühlung, 0 bar bis 2 bar
	$\Delta p_{GA}$	- Druckverlust der Gasreinigung und Brenngaskonditionierung, 3 bar bis 6 bar
	$F_S$	- Sicherheitsfaktor, ca. 1,05

Die Temperatur des Vergasungsdampfes wird unter Einhaltung der vorgegebenen Überhitzung dem jeweiligen Vergaserdruck angepasst und ebenso wie das Dampf-Sauerstoffverhältnis im Schlackebad und die spezifische Ascheschmelzwärme durch den *Calculator* „Input-D“ eingestellt. Der Sauerstoffbedarf der Vergasungszonen wird während der Berechnung durch jeweils eine *Design Spec* iterativ unter der Annahme bestimmt, dass der C-Vergasungsgrad in der Wirbelschicht 80 % beträgt und in der Schlacke ein Kohlenstoffanteil von 2 Ma.-% verbleibt.

Der Vergasungsdampfbedarf der Wirbelschichtzone wird durch Schließen der Wärmebilanz unter Berücksichtigung der gewählten Reaktortemperatur und der Wärmeverluste des Reaktors bestimmt. Für das Schlackebad ergibt sich der Dampfbedarf durch die ermittelte Sauerstoffmenge und das im *Calculator* „Input-D“ vorgegebene Dampf-Sauerstoff-Verhältnis. Durch Variation des Dampf-Sauerstoff-Verhältnisses kann die Temperatur im Schlackebad an die brennstoffspezifische Ascheschmelztemperatur angepasst werden.

Die Gleichgewichtsberechnungen der Gasphase finden in RGibbs-Blöcken statt, wobei für die Reaktionen in der Wirbelschicht die in Tabelle 3.3 gezeigten stöchiometrisch voneinander unabhängigen Gleichgewichtsreaktionen berücksichtigt und mit Hilfe von *Temperature Approaches* gezielt beeinflusst werden. Die Anwendung von *Temperature Approache* und *Molar Extend* ermöglicht die Berechnung kinetisch gehemmter Gleichgewichtsreaktionen.



Die Temperaturabweichung zwischen der Reaktortemperatur  $T_R$  und der Gleichgewichtstemperatur  $T_{Gl}$ , die dem erreichten Gleichgewichtszustand der jeweiligen Reaktion entspricht, wird als *Temperature Approach*  $\Delta T_{App}$  bezeichnet.

$$\Delta T_{App} = T_{Gl} - T_R \quad (3.3)$$

mit  $T_R$  - Reaktortemperatur  
 $T_{Gl}$  - Gleichgewichtstemperatur

Für die Simulation der Wirbelschichtvergasung wird für alle berücksichtigten Hauptreaktionen mit Ausnahme der Methanbildung (-50 K) ein *Temperature Approach* von -100 K angenommen. Die Gleichgewichtsberechnungen für das Schlackebad werden mit einem für alle Reaktionen geltenden *Temperature Approach* von -100 K durchgeführt.

**Tabelle 3.3** Stöchiometrisch unabhängige Reaktionen zur thermodynamischen Modellierung des Vergasers

Reaktion	Temperature Approach [K]	
$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-50	(2.1)
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	-100	(2.3)
$C + O_2 \leftrightarrow CO_2$	-100	(2.4)
$H_2 + S \leftrightarrow H_2S$	-100	(3.4)
$CO + S \leftrightarrow COS$	-100	(3.5)
$N_2 + 3H_2 \leftrightarrow NH_3$	-450	(3.6)
$CO + NH_3 \leftrightarrow HCN + H_2O$	-100	(3.7)
$H_2 + Cl_2 \leftrightarrow 2HCl$	-100	(3.8)
$6C + 3H_2 \leftrightarrow C_6H_6$	Molar extend 0,1% <sup>35</sup> (3.9)	

Für die Verknüpfung des Vergasermoduls mit den weiteren Modulen des jeweiligen Modells wurden die in Abbildung 3.2 bezeichneten Stoffströme als Schnittstellen definiert. Die zugehörigen Stoffstromdaten sind in den Stoffstromtabellen der jeweiligen Berechnungsfälle im Anhang B zusammengefasst.

<sup>35</sup> bezogen auf den Kohlenstoffeintrag in den Vergaser

### 3.3.2 Modul Rohgasdampferzeuger

Die Rohgastemperatur, die bei allen untersuchten Varianten 1000 °C beträgt, muss für eine konventionelle Nassentschwefelung in Stufen auf etwa 40 °C abgesenkt werden. Die dabei freiwerdende Wärme kann zur Erzeugung von Hoch- und Mitteldruckdampf, im Allgemeinen ohne Überhitzung, genutzt werden.

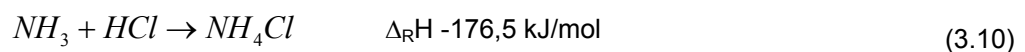
Eine Dampfüberhitzung im Rohgasweg ist technisch möglich, diese erfordert zur Vermeidung von Korrosion aber den Einsatz von teuren Nickelbasiswerkstoffen.

Im Rahmen dieser Arbeit wird ein ROGADE mit HD- und MD-Stufe jeweils ohne Überhitzung angenommen, um die Verknüpfung zwischen Brenngaserzeugung und Kombikraftwerk auf das Notwendige zu beschränken sowie die Bedingungen für den Anlagenbetrieb so einfach wie möglich zu gestalten.

Für die Rohgasdampferzeuger wird vorgewärmtes Kesselspeisewasser der entsprechenden Druckstufen aus dem Wasser-Dampf-Kreislauf des Kombikraftwerkes entnommen. Der erzeugte Mitteldrucksattdampf (MD-Dampf) wird ausschließlich zur Deckung des Prozessdampfbedarfs der *CO-Shift* verwendet, wogegen der Hochdrucksattdampf (HD-Dampf) zur Überhitzung in den AHDE des Kombikraftwerkes zurückgeleitet wird. Da sowohl der Druck als auch der Massenstrom des MD-Dampfes durch die *CO-Shift* bestimmt werden, kann die Rohgastemperatur nach ROGADE nur durch Anpassung der HD-Dampferzeugung beeinflusst werden.

Für die Modellierung des ROGADE wurde ein Modul entwickelt, welches neben der Erzeugung von HD- und MD-Dampf auch die Veränderung der Rohgaszusammensetzung während der Abkühlung, insbesondere die Bildung von  $\text{NH}_4\text{Cl}$ , abbildet.

Die minimal erreichbare Rohgastemperatur wird durch die Parameter der Dampferzeugung sowie durch die mögliche Bildung von  $\text{NH}_4\text{Cl}$  begrenzt. Je nach Zusammensetzung des Vergasungsstoffes variiert der  $\text{NH}_3$ -Anteil im Rohgas in Abhängigkeit von Druck und Temperatur im Vergasungsreaktor zwischen 200 ppmv und 2000 ppmv, Chlorwasserstoff variiert zwischen 50 ppmv und 200 ppmv. Mit fortschreitender Abkühlung im Verlauf der Rohgasabkühlung bildet sich  $\text{NH}_4\text{Cl}$  (Gl. (3.10)).

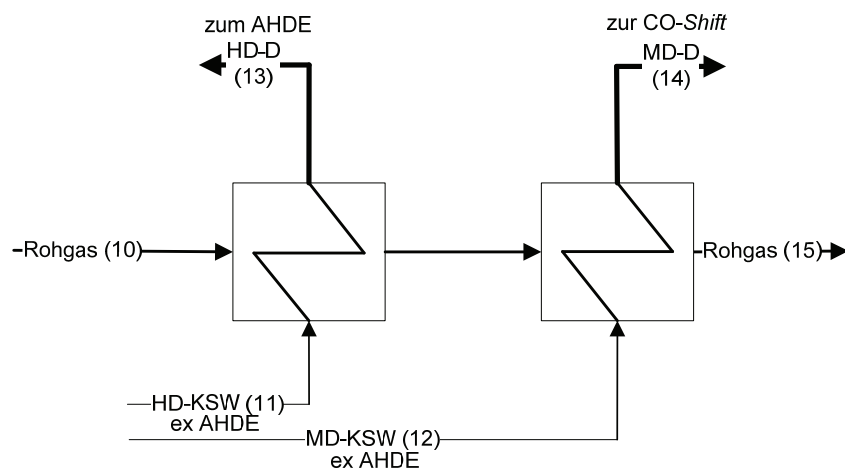


$\text{NH}_4\text{Cl}$  lagert sich in Form fein verteilter Partikel ab und führt zu Verlegungen und Betriebsstörungen in nachfolgenden Anlagenteilen. Um dies zu vermeiden, ist eine vorherige Abtrennung von Chlor, überwiegend in Form von Chlorwasserstoff, erforderlich.

Die Abtrennung muss vor Unterschreitung der thermodynamischen Bildungstemperatur von  $\text{NH}_4\text{Cl}$  erfolgen. Diese Temperatur ist von der Lage des chemischen Gleichgewichts und somit vom Partialdruck der Reaktionspartner abhängig. Da es sich um eine exotherme Reaktion handelt, begünstigen niedrige Temperaturen die  $\text{NH}_4\text{Cl}$ -Bildung. Aus diesem Grund kann die im Rohgas enthaltene Wärme nicht vollständig zur Dampferzeugung oder Kesselspeisewasservorwärmung genutzt werden.

In dem Modul ROGADE wird in Abhängigkeit von der Rohgaszusammensetzung die thermodynamische Bildungstemperatur von  $\text{NH}_4\text{Cl}$  bestimmt. Zwischen dieser und der Rohgasaustrittstemperatur (siehe Abbildung 3.3, Strom 15) wird durch Anpassung des Massenstromes des HD-KSW (siehe Abbildung 3.3, Strom 11) ein Sicherheitsabstand von mindestens 50 K eingehalten.

Der Abbildung 3.3 sind die Schnittstellen des Moduls sowie die Bezeichnung der entsprechenden Stoffströme zu entnehmen. Die zugehörigen Stoffstromdaten sind in Anhang B für alle Berechnungsfälle zusammengefasst.



**Abbildung 3.3 Blockfließbild des Moduls ROGADE**

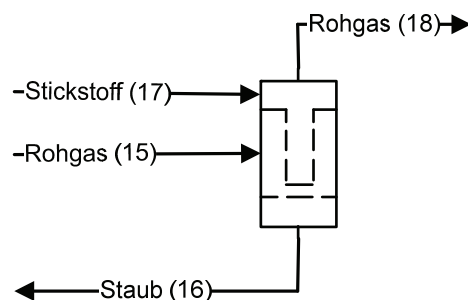
### 3.3.3 Modul Heißgasfilter

Die Modellierung der Rohgasentstaubung erfolgt im Modul „HGF“. Dabei wird eine vollständige Staubabtrennung an einem Kerzenfilter sowie ein Druckverlust von 100 mbar angenommen. Als *Property Methode* wird „RKS-BM“<sup>36</sup> genutzt. Für die Abreinigung der Filterkerzen wird Stickstoff mit einem Überdruck von 40 bar in den Filter gegeben.

<sup>36</sup> Redlich-Kwong-Soave-Zustandsgleichung mit Boston-Mathias-Funktion

Der Pulsgasstrom wird so geregelt, dass ein Volumenanteil von 0,5 % bezogen auf den Rohgaseintritt erzielt wird.

Um Kondensation von Gasbestandteilen und Temperaturspannungen in den empfindlichen keramischen Filterkerzen zu vermeiden, wird der Stickstoff zuvor mit HD-KSW aus dem GuD-Teil auf eine Temperatur erwärmt, die 20 K über der Rohgastemperatur liegt. Der abgetrennte Staub wird auf 60 °C gekühlt und vollständig in den Vergaser zurückgeführt. Zur Verringerung der Rechenzeit wird der Staubmassenstrom im Vergasermodul bestimmt und die beschriebene Staubrückführung bereits bei der Vergaserberechnung berücksichtigt. Das Blockfließbild in Abbildung 3.4 zeigt das Modul HGF mit den zugehörigen Schnittstellen. Die Stoffdaten für die einzelnen Berechnungsfälle sind dem Anhang B zu entnehmen.



**Abbildung 3.4 Blockfließbild des Moduls HGF**

Da Chloride teilweise auf den Staubpartikeln im Rohgas kondensieren, mit diesen im HGF abgeschieden und in den Vergaser zurückgeführt werden, kommt es zu einer Aufkonzentration von Chloriden im Rohgas. Die Wasserwäsche stellt daher die einzige Senke für Chloride dar.

### 3.3.4 Modul Wasserwäsche

Das Modul „WW“ enthält eine Waschkolonne mit zwei theoretischen Böden, ohne Kondensator oder Verdampfer. Für die Darstellung der zu erwartenden Dissoziationsreaktionen und die Berechnung des pH-Wertes ist die Anwendung der *Property Methode* „ELECRTL“<sup>37</sup> erforderlich.

<sup>37</sup> Elektrolytmodell mit Redlich-Kwong-Zustandsgleichung

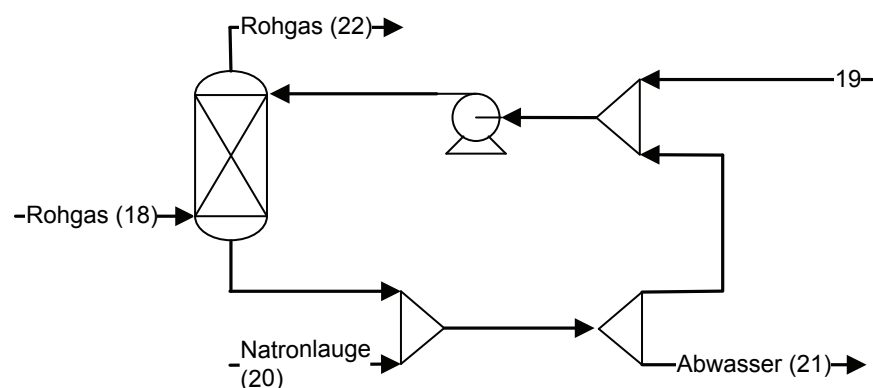
Um die Anreicherung von stark korrosiv wirkenden Chloridionen im Wasserkreislauf zu begrenzen, wird ein Teilstrom kontinuierlich ausgeschleust und durch vorgewärmtes Frischwasser ersetzt. Dadurch wird die Chloridbelastung von höchstens 2000 ppmw sicher eingehalten.

Durch die Dissoziation von HCl in Wasser sinkt der pH-Wert des Waschwassers stark ab. Die Zudosierung von 50 %-iger Natronlauge stabilisiert den pH-Wert im Wasserkreislauf in einem Bereich zwischen 6,5 und 7.

Der spezifische Wassermassenstrom am Kolonnenkopf beträgt  $5 \text{ kg/m}^3$  (i. B.) bezogen auf den Rohgasvolumenstrom und wird der Rohgasmenge entsprechend angepasst [65]. In Abhängigkeit vom Vergaserdruck, der Rohgaseintrittstemperatur sowie der Temperatur des vorgewärmten Frischwassers wird das Rohgas auf eine Temperatur zwischen  $150^\circ\text{C}$  und  $205^\circ\text{C}$  abgekühlt. Der Wasserdampfanteil steigt auf 20 Vol.-% bis 30 Vol.-%, wodurch ein Teil des Dampfbedarfes der Rohgas-*Shift* gedeckt werden kann. Abbildung 3.5 zeigt das Blockfließbild und die Schnittstellen des Moduls „WW“. Detaillierte Stoffstromdaten der Berechnungsfälle sind im Anhang B tabelliert.

Durch die praktisch vollständige Abtrennung von Chlorwasserstoff ist die Bildung von  $\text{NH}_4\text{Cl}$  in nachfolgenden Anlagenteilen ausgeschlossen. Allerdings wird selbst mit der nur zweistufigen Kolonne („RadFrac“) eine Abtrennung bis auf 1 ppbw erreicht. Diese rechnerische Abtrennleistung, die über der technisch erreichbaren liegt, wird durch die Anwendung der Berechnungsmethode „Equilibrium“ sowie die Annahme der vollständigen Tropfenabscheidung bedingt.

Sofern eine bessere Annäherung erforderlich wird, könnte diese durch die Methode „Rate Based“ erzielt werden, allerdings unter Inkaufnahme eines erhöhten Berechnungsaufwandes.



**Abbildung 3.5** Blockfließbild des Moduls WW

### 3.3.5 Modul COS/HCN-Hydrolyse

Um eine weit gehende Abtrennung von Schwefel in Form von  $\text{H}_2\text{S}$  zu ermöglichen oder die Abscheidung zu verbessern, wird COS zu  $\text{H}_2\text{S}$  hydrolysiert (Gl. 2.6). Simultan dazu läuft die Hydrolyse von HCN unter Bildung von  $\text{NH}_3$  ab (Gl. 2.5).

Ein Teil des  $\text{NH}_3$  wird anschließend in Verbindung mit Prozesskondensat, welches im Verlauf der Rohgaskühlung vor der Entschwefelung anfällt, abgetrennt.

Die Bildung von Kondensat im Bereich des Hydrolysereaktors kann zur Deaktivierung des eingesetzten Katalysators führen. Zur Vermeidung derartiger Schäden wird das Rohgas vor Reaktoreintritt mittels MD-Kesselspeisewasser um 10 K erwärmt.

Die entsprechende Schaltung sowie die Schnittstellenbezeichnungen sind der Abbildung 3.6 zu entnehmen.

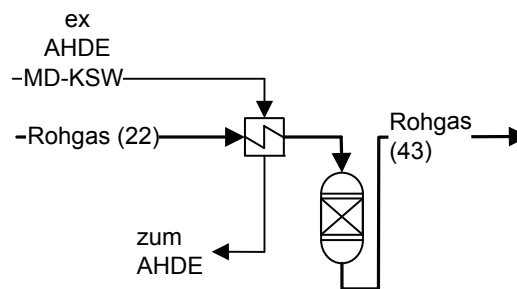
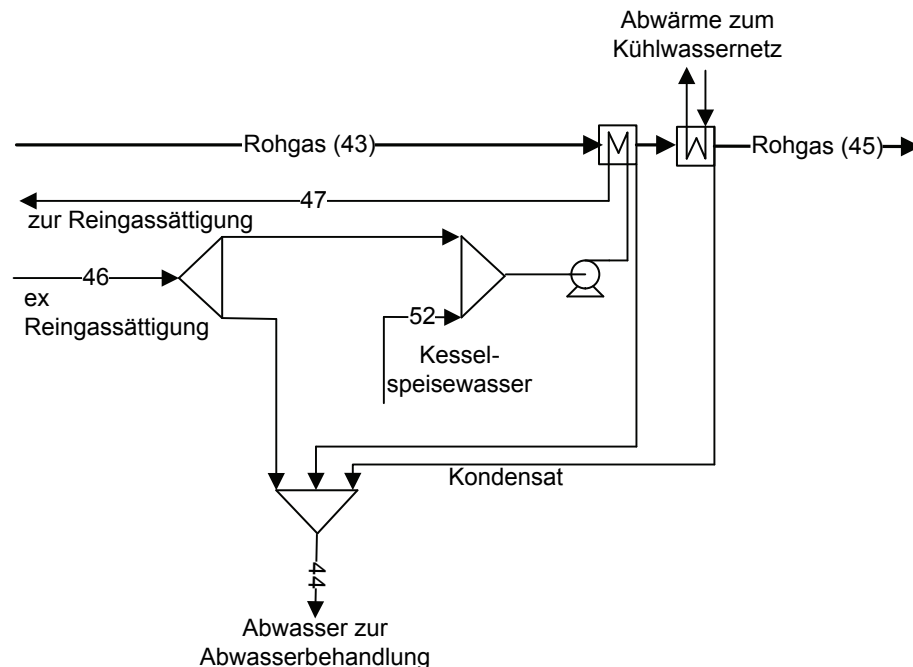


Abbildung 3.6 Blockflussbild des Moduls COS/HCN-Hydrolyse

### 3.3.6 Modul Rohgaskühler

Im Anschluss an den Hydrolysereaktor wird bei dem Konzept F3 das Rohgas im Rohgaskühler in zwei Schritten von rund 170 °C auf 40 °C abgekühlt. Das Blockflussbild des Moduls Rohgaskühler ist in Abbildung 3.7 dargestellt. Im ersten Wärmeübertrager erfolgt die Vorwärmung von Prozesswasser, welches zur Wasserdampfsättigung des Reingasstromes nach Entschwefelung genutzt wird. Im zweiten Wärmeübertrager wird das Rohgas gegen Kühlwasser auf eine Temperatur von 40 °C abgekühlt. Das in beiden Wärmeübertragern gasseitig anfallende Prozesskondensat wird gesammelt und zusammen mit Abwasser aus der Reingassättigung zur Abwasserbehandlung geleitet. Da es sich um  $\text{NH}_3$ -Wasser handelt, muss dieses vor Einleitung in die Abwasserbehandlung gestrippt und zu  $\text{NH}_3$ -Starkwasser aufkonzentriert werden.

Die Entnahme von Wasser aus der Reingassättigung und der Zusatz von Kesselspeisewasser dient zur Vermeidung der Anreicherung von Spurstoffen im Wasserkreislauf der Reingassättigung. Das gekühlte und durch Wasserwäsche sowie Hydrolyse vorbehandelte Rohgas wird anschließend in der Gaswäsche von  $\text{H}_2\text{S}$  gereinigt.

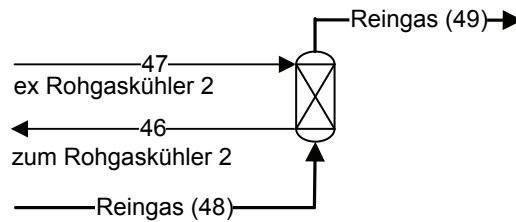


**Abbildung 3.7** Blockfließbild des Moduls Rohgaskühler

### 3.3.7 Modul Reingassättigung

Infolge der tiefen Prozesstemperaturen bis  $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$  im Bereich der  $\text{H}_2\text{S}$ -Absorption in der Gaswäsche enthält das Reingas (Konzept F3) nach der Gaswäsche praktisch keinen Wasserdampf. Mit Hilfe des Reingassättigers wird das Reingas auf circa  $144\text{ }^{\circ}\text{C}$  erwärmt und der Wasserdampfanteil auf etwa 13,9 Vol.-% angehoben. Durch den Reingassättiger kann eine Wärmemenge von rund 23 MW (th) aus dem Modul Rohgaskühler in den Prozess wieder eingekoppelt werden.

Das entspricht etwa 2 % der thermischen Vergaserleistung. Abbildung 3.8 zeigt die verwendeten Schnittstellen des Moduls Reingassättigung. Im Anschluss an dieses Modul folgt die weitere Vorwärmung und Sättigung in der Sättigerkolonne des Kühler-Sättiger-Kreislaufs der Reingas-*Shift*.



**Abbildung 3.8 Blockfließbild des Moduls Reingassättigung**

### 3.3.8 Modul einstufige Rohgas-*Shift* F1 und Modul zweistufige Rohgas-*Shift* F2

Da das Rohgas nach Austritt aus der Wasserwäsche nicht ausreichend Wasserdampf für die CO-*Shift* enthält, ist eine zusätzliche Sättigung erforderlich. Die dazu benötigte Wärme wird teilweise aus der Abwärme der CO-*Shift* gewonnen.

Die anschließende Zugabe von MD-Sattdampf wird so geregelt, dass in jedem Berechnungsfall vor Reaktoreintritt ein spezifischer Wasserdampfanteil von 1,3 mol/mol bezogen auf den Kohlenmonoxidanteil erreicht wird.

Die Abwärme aus der Gaskühlung nach Reaktorausgang wird, wie in Abbildung 3.9 und Abbildung 3.10 ersichtlich, in einen Kühler-Sättiger-Kreislauf zur Wasservorwärmung eingebunden. Dadurch kann ein Teil der frei werdenden Reaktionsenthalpie der CO-*Shift* in den Prozess integriert und der Prozessdampfbedarf um rund ein Drittel gesenkt werden.

Nach Austritt aus der Sättigerkolonne weist das Wasser eine Temperatur von etwa 160 °C auf. Vor der Nutzung dieses Wassers im Direktkühler wird es in zwei Schritten abgekühlt. Im ersten Wärmeübertrager erfolgt die Auskopplung von Niedertemperaturwärme für die Wasserdampfsättigung von Rest- und Brenngas vor Gasturbine. Dadurch kann die Wassertemperatur auf rund 110 °C abgesenkt werden und etwa 45 % der Prozessabwärme aus dem Wasserkreislauf für die Brenngassättigung genutzt werden. Im zweiten Wärmeübertrager wird das Wasser gegen Kühlwasser auf 50 °C gekühlt.

Auf Grund des überstöchiometrischen Dampfanteils im Rohgas vor Reaktoreintritt enthält das Gas nach CO-*Shift* mit bis zu 35,7 Vol.-% noch erhebliche Mengen Wasserdampf. Da dieses Wasser überwiegend im Direktkühler auskondensiert wird und in den Wasserkreislauf gelangt, ist eine permanente Entnahme von Wasser für die Aufrechterhaltung des Kreislaufes erforderlich.



Anderenfalls steigt der Massenstrom im Kreislauf stark an und es kommt zu einem Abfall der Wassertemperatur vor der Sättigerkolonne. Dadurch wird die Rohgassättigung beeinträchtigt, was wiederum zu einem erhöhten Prozessdampfbedarf führt.

Zudem wird die Kolonne mit dem stark steigenden Wassermassenstrom überlastet, wodurch der Flutpunkt der Kolonne überschritten werden kann.

Bei der Entnahme einer zu großen Wassermenge kommt es dagegen zu einem Anstieg der Wassertemperatur vor Sättiger, was zu einer partiellen Verdampfung führen kann. Auch dadurch wird das hydrodynamische Gleichgewicht der Sättigerkolonne empfindlich gestört. Daher wird die Entnahme so geregelt, dass in allen Berechnungsfällen eine Wassertemperatur vor Sättiger von 225 °C konstant eingehalten wird. Die Abkühlung des konvertierten Gases im Direktkühler wird auf 60 °C begrenzt, um die Kondensation und Anreicherung von Kohlenwasserstoffen, vor allem Naphthalin, im Kühler-Sättiger-Kreislauf zu vermeiden. Die weitere Abkühlung des konvertierten Gases erfolgt gegen Kühlwasser in einem nachgeschalteten Wärmeübertrager. Das dabei anfallende Prozesskondensat wird zusammen mit ausgekreistem Wasser aus dem Kühler-Sättigerkreislauf zur Wasseraufbereitung geführt. Ein Teil dieses Prozessabwassers kann als Zusatzwasser für die Wasserwäsche genutzt werden.

Anhand der von HAUSER [66] dargestellten Ergebnisse zur CO-*Shift* und Wärmeintegration wird in beiden untersuchten Konzepten der Rohgas-*Shift* der Einsatz von adiabaten Festbettreaktoren angenommen, da der Einsatz von polytropen oder isothermen Reaktoren unter den gegebenen Bedingungen keine wesentliche Steigerung des CO-Umsatzes bewirkt.

Wie in Abbildung 3.9 und Abbildung 3.10 dargestellt, wurde sowohl für eine einstufige als auch für eine zweistufige Rohgas-*Shift* jeweils ein Modul in ASPEN Plus erstellt.

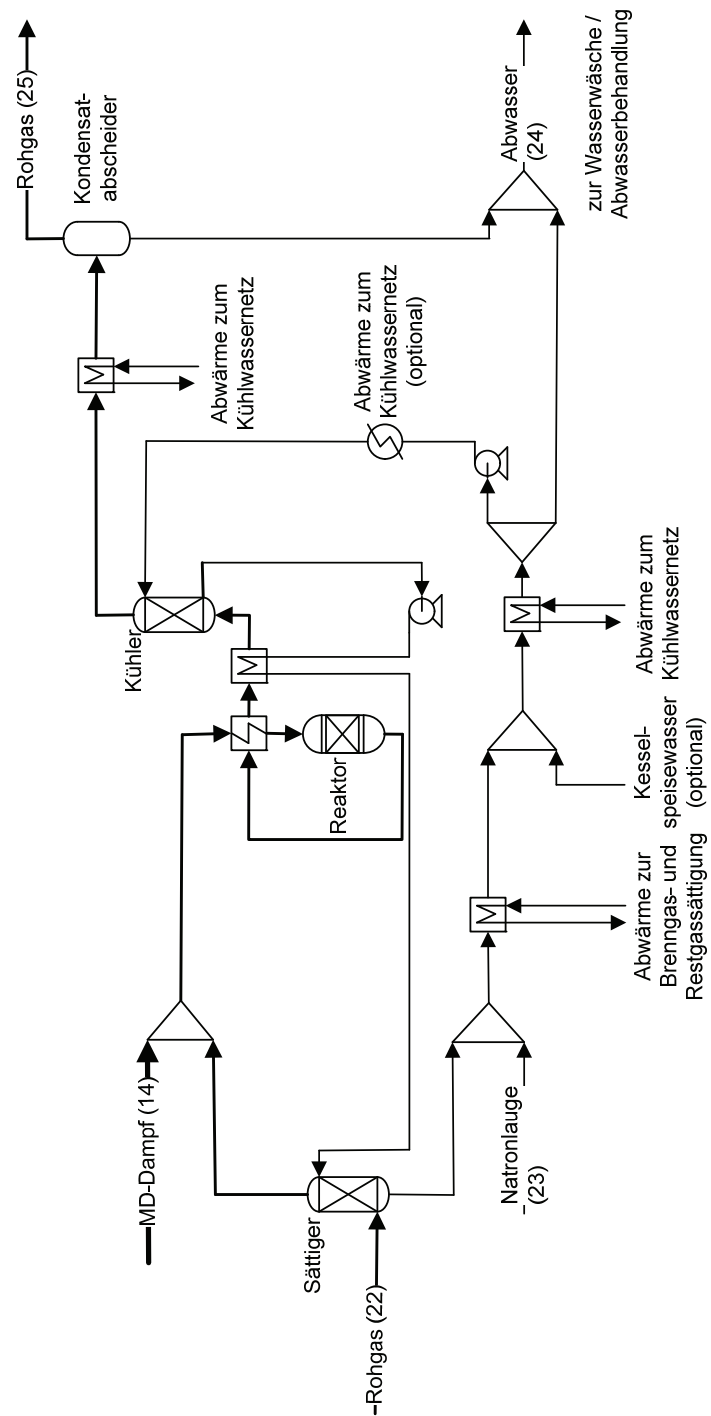


Abbildung 3.9 Blockfließbild des Moduls einstufige Rohgas-Shift F1

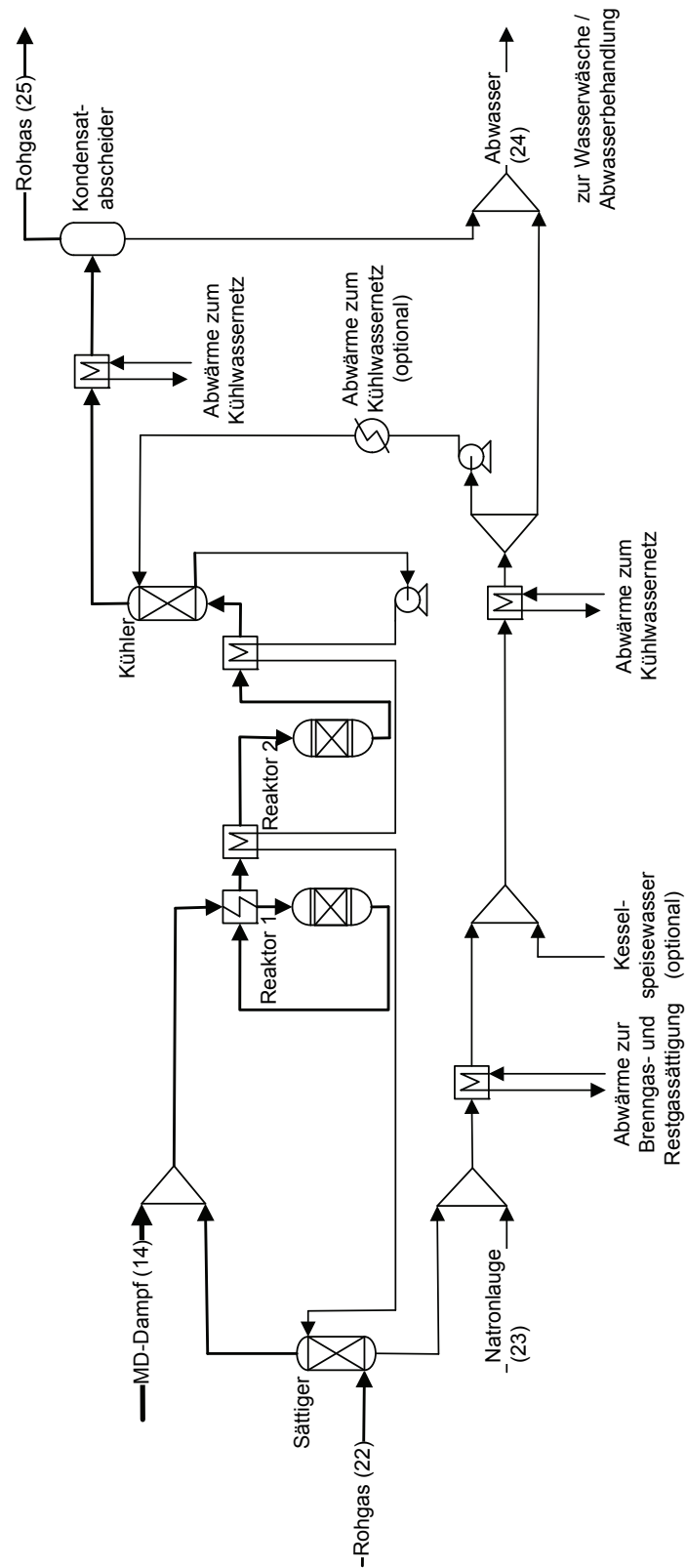


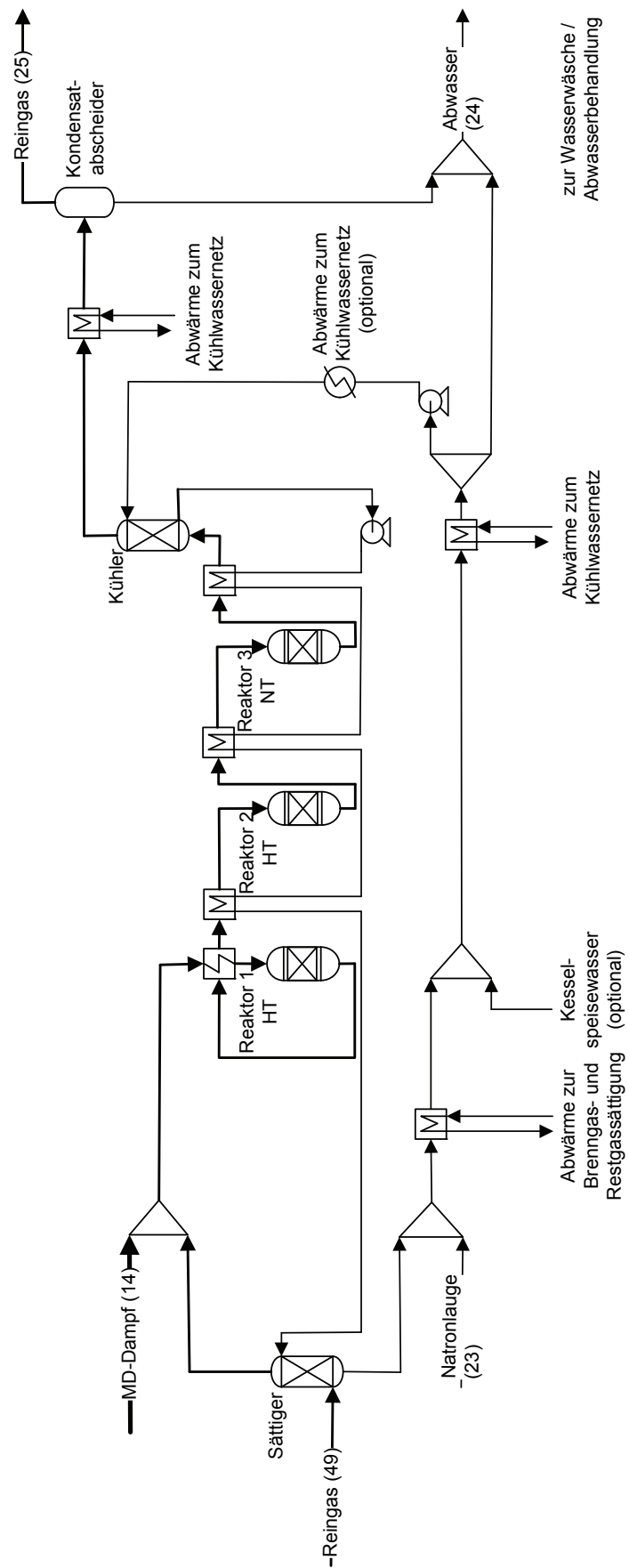
Abbildung 3.10 Blockfließbild des Moduls zweistufige Rohgas-Shift F2

### 3.3.9 Modul dreistufige adiabate Reingas-*Shift* F3

Abbildung 3.11 zeigt, dass der Aufbau der dreistufigen Reingas-*Shift* mit den Schaltungen der Rohgas-*Shift* in Abbildung 3.9 und Abbildung 3.10 weitgehend vergleichbar ist. Unterschiede liegen in den Ein- und Austrittstemperaturen sowie der Anzahl der Festbettreaktoren. Für den Kühler-Sättiger-Kreislauf gilt analog die Beschreibung des Kreislaufes in der Rohgas-*Shift*.

Aufgrund der im Vorfeld der *Shift* erfolgten Gasreinigung, einschließlich der Abtrennung höherer Kohlenwasserstoffe, ist die Abkühlung im Direktkühler nicht durch die Kondensation von Gasbestandteilen limitiert.

Die im Kreislauf geführte Wassermenge wird durch Teilstromentnahme so geregelt, dass vor der Sättigerkolonne eine Wassertemperatur von 225 °C erreicht wird. Daraus ergibt sich eine Beschränkung des umlaufenden Wassermassenstromes, sodass im Direktkühler nur eine Abkühlung auf circa 96 °C erreicht werden kann. Die weiter gehende Abkühlung auf 40 °C erfolgt anschließend gegen Kühlwasser. Das anfallende Prozesskondensat wird zusammen mit dem Prozessabwasser aus dem Kühler-Sättiger-Kreislauf zur Abwasseraufbereitung geleitet. Das konvertierte und gekühlte Reingas wird zur weiteren Abkühlung und CO<sub>2</sub>-Abtrennung der Gaswäsche zugeführt.



### Abbildung 3.11

### Blockfließbild des Moduls dreistufige adiabate Reingas-Shift F3

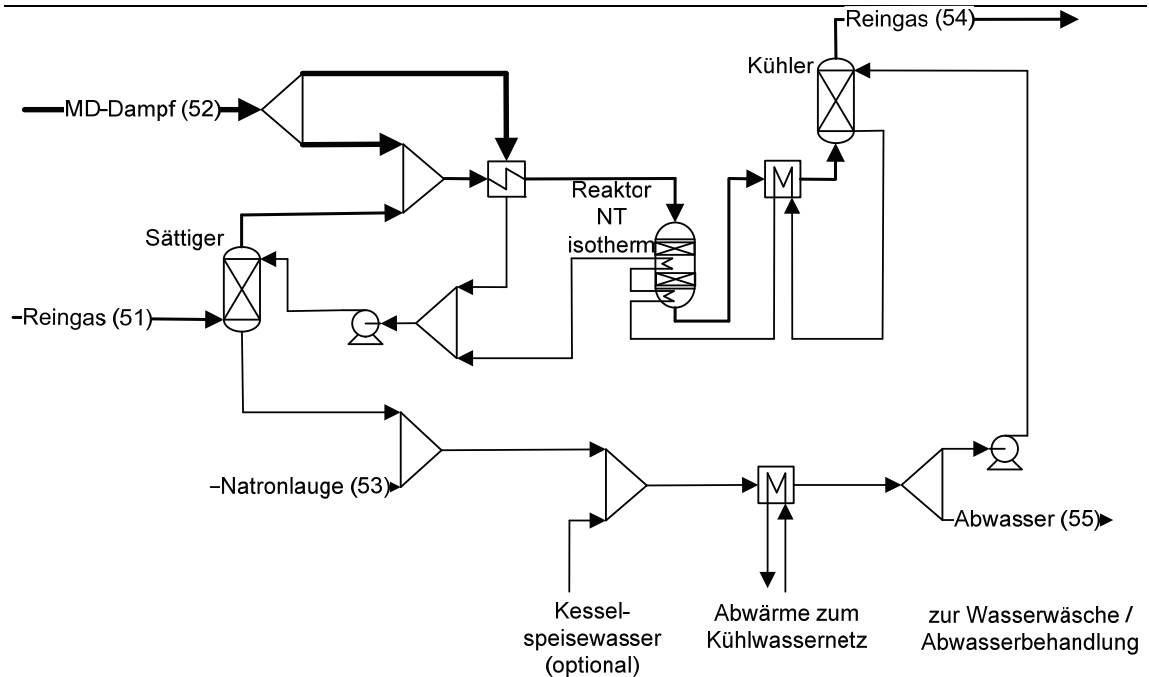
### 3.3.10 Modul einstufige isotherme Reingas-Shift F4

Nach der Rohgas-Shift und der primären CO<sub>2</sub>-Abtrennung liegt der CO-Anteil bei 1,5 Vol.-% bis 2,5 Vol.-%. In der Reingas-Shift kommt daher nur ein mit NT-Katalysator befüllter Isothermalreaktor zum Einsatz. Da das Reingas nach Entschwefelung praktisch wasserfrei ist und eine Temperatur von etwa 30 °C aufweist, ist eine Wiederaufwärmung und Wasserdampfsättigung vor NTS erforderlich. Die dazu benötigte Wärme wird zum Teil aus der Reaktorkühlung gewonnen.

Für ein deutlich überstöchiometrisches Wasserdampfangebot wird ein Verhältnis von Wasserdampf zu Kohlenmonoxid von 2,5 mol/mol eingestellt. Der überwiegende Teil des Dampfbedarfes wird durch MD-Sattdampf aus dem ROGADE gedeckt. Ein Teilstrom wird direkt mit dem Reingas vermischt, während ein weiterer Teilstrom der Einstellung der Reaktoreintrittstemperatur von 170 °C durch indirekte Beheizung dient und somit eine Taupunktunterschreitung im Bereich des Reaktors verhindert. Das dampfseitig anfallende Kondensat wird zusammen mit dem durch die Reaktorkühlung erwärmten Wasser aus dem Direktkühler zur Sättigerkolonne geleitet.

In dem in Abbildung 3.12 dargestellten Wasserkreislauf wird ein Teil des entstandenen CO<sub>2</sub> absorbiert, was eine Absenkung des pH-Wertes zur Folge hat. Für die Stabilisierung des pH-Wertes wird die Zugabe geringer Mengen 50 %iger Natronlauge berücksichtigt. Die Aufkonzentration von Spurstoffen im Wasserkreislauf wird durch kontinuierliche Entnahme von Wasser und Ergänzung mit Kesselspeisewasser vermieden. Auf Grund der niedrigen Wassertemperatur nach Sättiger von 70 °C ist eine Einbindung der Abwärme aus dieser Shift-Stufe in andere Module nicht möglich.

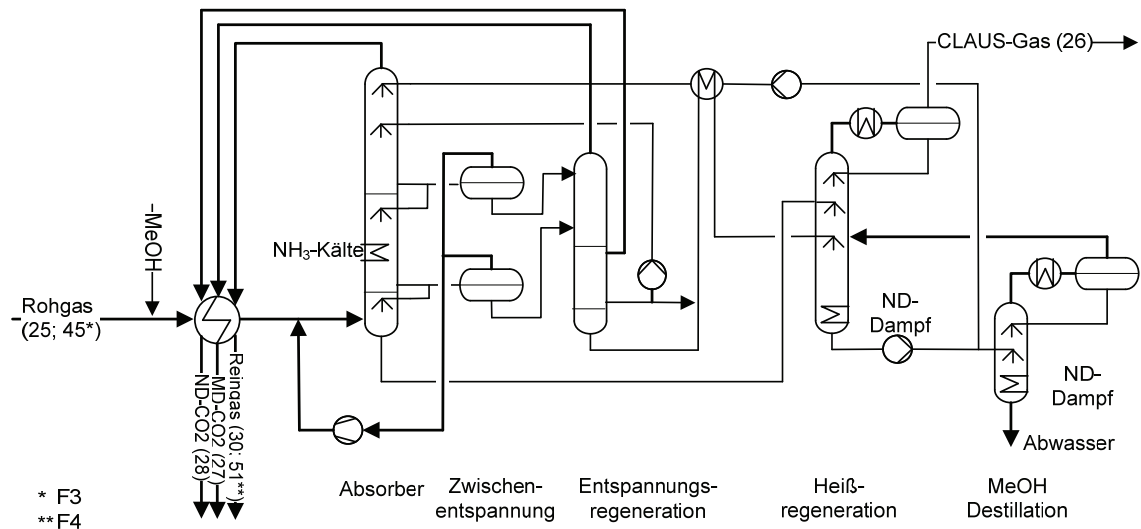
Die Reaktionswärme und die Kondensationswärme werden vollständig über das Kühlwassernetz sowie über das Prozessabwasser abgeführt. Nach Passieren des Direktkühlers wird das konvertierte und gekühlte Reingas zur sekundären CO<sub>2</sub>-Abtrennung geführt. Auf Grund des geringen CO<sub>2</sub>-Partialdruckes von nur 0,84 bar wird eine chemisch wirkende MDEA-Gaswäsche zur sekundären CO<sub>2</sub>-Abtrennung ausgewählt. Da bei diesem Verfahren eine wässrige Waschmittellösung genutzt wird und Absorbertemperaturen von etwa 40 °C herrschen, ist im Anschluss an den Direktkühler der CO-Shift keine weitere Abkühlung oder Kondensatabscheidung notwendig.



### 3.3.11 Modul Rectisol-Wäsche

Abbildung 3.13 zeigt den Aufbau des generischen Prozessmodells einschließlich der Schnittstellenbezeichnungen. Die für das Verfahren typischen Prozesstemperaturen von bis zu  $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$  stellen aber zugleich hohe Anforderungen an die integrierten Wärmeübertrager und die Konstruktionsmaterialien. Außerdem ist der Einsatz einer Kälteanlage mit entsprechend hohem Energiebedarf erforderlich. Die Spitzenkälteleistung wird prozessintern durch die Entspannung des Waschmittels und der unter hohem Druck stehenden Gase abgedeckt. Infolgedessen liegen die Desorptionsdrücke der  $\text{CO}_2$ -Produktströme zwischen 1 bar und 4 bar. Rund ein Drittel des abgetrennten  $\text{CO}_2$  muss von annähernd Atmosphärendruck auf den Druck der  $\text{CO}_2$ -Transportleitung verdichtet werden. Die verbleibende  $\text{CO}_2$ -Menge kann entsprechend der Druckstufung der Waschmittelregeneration mit einem bis zu 4fach geringerem Druckverhältnis verdichtet werden.

Aufgrund der Vergaseraustrittstemperatur von rund 1000 °C enthält das Rohgas des Wirbelschichtvergasers geringe Mengen höherer Kohlenwasserstoffe, die zusammengefasst als  $C_6H_6$  bilanziert werden. Da die Kohlenwasserstoffe im Vergleich zu den Hauptbestandteilen des Rohgases eine sehr hohe Kondensationstemperatur aufweisen, kommt es zu einer Kondensation dieser Kohlenwasserstoffe im Verlauf der Rohgaskühlung und Gaswäsche.



**Abbildung 3.13 Blockfließbild des Moduls Rectisol-Wäsche**

Zur Vermeidung einer Anreicherung von Kohlenwasserstoffen im Waschmittel dient die Abscheidung in der Vorwaschstufe im unteren Segment der Absorberkolonne.

Zugleich wird der nach *CO-Shift* und anschließender Gaskühlung im Gas verbliebene Wasseranteil abgetrennt. Im Anschluss an die Vorwäsche erfolgt die Behandlung des Gasstromes im Hauptabsorber. Im unteren Teil der Kolonne werden mittels  $\text{CO}_2$ -beladenem Methanol Schwefelverbindungen aus dem Gas entfernt. Im Oberteil der Kolonne erfolgt die  $\text{CO}_2$ -Abtrennung mit teilregeneriertem Methanol. Am Kolonnenkopf bei einer Temperatur von rund  $-70^\circ\text{C}$  wird vollständig regeneriertes, tiefkaltes Methanol zur Einstellung der Endreinheit eingesetzt.

Aus dem  $\text{CO}_2$ -Absorber wird das mit  $\text{CO}_2$  beladene Waschmittel abgezogen und nur ein Teilstrom in den unteren Teil der Kolonne zur  $\text{H}_2\text{S}$ -Absorption geleitet. Der überwiegende Waschmittelstrom wird durch Entspannungsregeneration in mehreren Druckstufen teilregeneriert und zur  $\text{CO}_2$ -Absorption zurückgepumpt.

Die Entspannungsgase der ersten Druckstufe enthalten neben Kohlendioxid auch brennbare Wertgase wie Wasserstoff und Methan. Diese Entspannungsgase werden rekomprimiert, gekühlt und in den Gasstrom vor Hauptabsorber zurückgeführt.

Die Entspannungsgase der zweiten Druckstufe werden mit teilregeneriertem Waschmittel von Schwefelverbindungen gereinigt und als Mitteldruck- $\text{CO}_2$  (MD- $\text{CO}_2$ ) mit einem Druck von 2,7 bar zur  $\text{CO}_2$ -Verdichtung geleitet. Aus der dritten Entspannungsstufe wird analog Niederdruck- $\text{CO}_2$  (ND- $\text{CO}_2$ ) mit einem Druck von etwa 1 bar gewonnen. Nach der Entspannungsregeneration wird ein mit Schwefelkomponenten beladener Waschmittelteilstrom zur thermischen Regeneration weitergeleitet.



Da ein großer Teil des abgetrennten  $\text{CO}_2$  an dieser Stelle bereits aus dem Waschmittel desorbiert ist, kann im CLAUS-Gas der  $\text{H}_2\text{S}$ -Anteil bis auf 25 Vol.-% (Steinkohleeinsatz) bzw. 35 Vol.-% (Braunkohleeinsatz) angehoben werden.

An die thermische Regeneration schließt sich die Destillation eines Waschmittelteilstromes an, durch die das Waschmittel von letzten Verunreinigungen befreit und die für die  $\text{CO}_2$ -Feinreinigung erforderliche Waschmittelpureinheit erzielt wird.

Bei den Berechnungsfällen mit Reingas-*Shift* (BKF3 und SKF3) wird das Gas nach  $\text{H}_2\text{S}$ -Abtrennung aus dem unterteilten Hauptabsorber abgezogen und zur Reingasättigung und anschließenden Reingas-*Shift* geleitet. Nach entsprechender Kühlung gelangt das  $\text{CO}_2$ -reiche Gas zurück in den oberen Teil des Hauptabsorbers, in dem dann die  $\text{CO}_2$ -Abtrennung erfolgt.

Der für die Gaswäsche benötigte Energiebedarf setzt sich aus der elektrischen Leistung der Verdichter- und Pumpenantriebe einschließlich der  $\text{NH}_3$ -Kälteanlage sowie dem Dampfbedarf der thermischen Regeneration und der Methanoldestillation zusammen.

Das beschriebene Modul wird zur Ermittlung des spezifischen Energiebedarfes in Abhängigkeit vom  $\text{CO}_2$ -Partialdruck eingesetzt. Dieser Kennwert wird als Parameter für ein vereinfachtes Rectisol-Modul verwendet, um die erforderliche Rechenzeit für die Simulation der Konzeptmodelle zu verringern.

### 3.3.12 Modul MDEA-Wäsche

Da das Reingas bereits in der Rectisol-Wäsche vor der Reingas-*Shift* vollständig entschwefelt wurde, ist keine selektive  $\text{CO}_2$ -Abtrennung erforderlich. Als Waschmittel dient eine wässrige Lösung mit 35 Ma.-% MDEA. Die Ermittlung des Energiebedarfs erfolgt anhand eines vereinfachten generischen Modells (siehe Abbildung 3.14).

Der für die  $\text{CO}_2$ -Verdichtung entscheidende Desorberdruck ist auf 1,5 bar festgelegt (vgl. [41], [67]). Für die Beheizung des *Reboilers* wird ND-Dampf mit einem Druck von 5 bar aus dem Wasser-Dampf-Kreislauf des Kombikraftwerkes entnommen und als ND-Kondensat mit 3,5 bar in den Wasser-Dampf-Kreislauf zurückgeführt.

Der  $\text{CO}_2$ -Anteil des schwefelfreien Konvertgases wird in der Absorberkolonne auf 30 ppmv gesenkt. Das beladene Waschmittel wird gegen regeneriertes Waschmittel vorgewärmt, in den Desorber geleitet und auf 1,5 bar entspannt.

Da neben dem  $\text{CO}_2$  keine weiteren Gaskomponenten im nennenswerten Umfang absorbiert werden, kann auf eine Entspannungsstufe zwischen Wärmeübertrager und Desorber verzichtet werden. Durch ND-Dampfzufuhr wird das beladene Waschmittel im *Reboiler* auf etwa  $120\text{ °C}$  erhitzt und das  $\text{CO}_2$  desorbiert.

Im Anschluss wird die regenerierte Waschmittellösung aus dem Desorber abgezogen, in zwei Schritten gegen beladenes Waschmittel und Kühlwasser auf etwa  $40\text{ °C}$  gekühlt und in den Absorber zurück gepumpt.

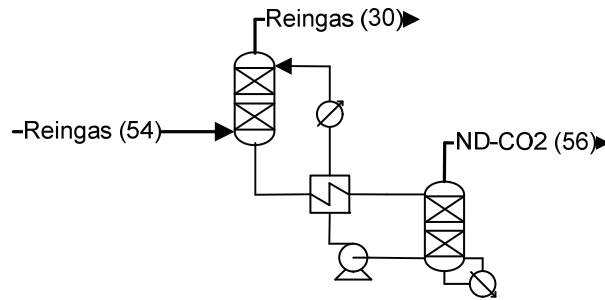


Abbildung 3.14 Blockfließbild des Moduls MDEA-Wäsche

### 3.3.13 Modul $\text{CO}_2$ -Verdichtung

Für die Verdichtung des abgetrennten  $\text{CO}_2$  von 1 bar (NDCO<sub>2</sub>) bzw. 2,7 bar (MDCO<sub>2</sub>) auf 110 bar werden je Strang zwei 6-stufige Getriebeverdichter für MD-CO<sub>2</sub> und ein 10-stufiges Aggregat für ND-CO<sub>2</sub> eingesetzt.

Zwischen den Stufen erfolgt jeweils eine Kühlung des  $\text{CO}_2$  auf  $40\text{ °C}$  gegen Kühlwasser. Die spezifische Verdichterleistung wird unter Beachtung des durch die Zwischenkühlung bedingten Druckverlustes mit durchschnittlich  $360\text{ kW/kg}$  bestimmt. Für *Enhanced Oil Recovery*-Anwendungen (EOR) mit  $\text{CO}_2$ -Injektion wurde von MAN die 8-stufige Getriebeverdichterbaureihe RG 080-08 vorgestellt, die unter ähnlichen Verdichtungsverhältnissen einen vergleichbaren spezifischen Energiebedarf aufweist. Da nach Herstellerangaben der Verdichtermassenstrom bei rund  $37,5\text{ kg/s}$  liegt<sup>38</sup>, muss die  $\text{CO}_2$ -Verdichtung, wie zuvor beschrieben, auf zwei MD-CO<sub>2</sub>- und einen ND-CO<sub>2</sub>-Verdichter je Strang geteilt werden.

<sup>38</sup> MAN Verdichter RG 080-08:  $68760\text{ m}^3/\text{h}$  entspricht rund  $37,5\text{ kg/s CO}_2$

### 3.3.14 Modul Brenngaskonditionierung

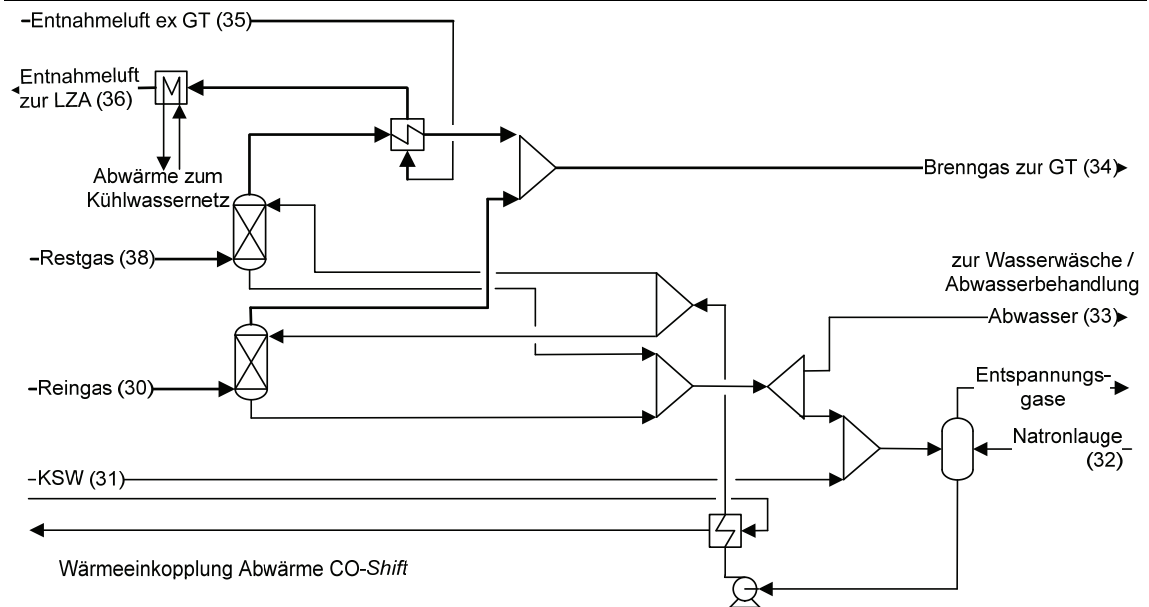
Nach der Abtrennung von  $\text{H}_2\text{S}$  und  $\text{CO}_2$  liegt ein trockenes Brenngas mit einer Temperatur zwischen 30 °C und 40 °C vor. Eine Vorwärmung dieses Brenngases vor der Verbrennung in der Gasturbine senkt den Brenngasbedarf und wirkt sich somit günstig auf den Wirkungsgrad aus. Zur Begrenzung der  $\text{NO}_x$ -Bildung in der Gasturbine ist zudem eine Absenkung der maximalen lokalen Verbrennungstemperatur durch Verringerung des Wasserstoffanteiles notwendig. Dies geschieht durch Wasserdampfsättigung und Zumischung von ebenfalls gesättigtem, stickstoffreichen Restgas aus der LZA.

Da im Bereich der *CO-Shift* je nach Konzept und CO-Umsatz zwischen 40 MW (th) und 50 MW (th) Abwärme (ca. 4 % der thermischen Vergaserleistung) im Temperaturbereich zwischen 100 °C und 150 °C aus dem Kühler-Sättiger-Kreislauf abgeführt werden muss, bietet sich eine Nutzung dieser Prozessabwärme zur Brenngasvorwärmung und Wasserdampfsättigung, wie in Abbildung 3.15 dargestellt, an.

Aufgrund des niedrigen Temperaturniveaus dieser Abwärme ist die Nutzung zur Dampferzeugung ausgeschlossen. Eine Integration in den Wasser-Dampf-Kreislauf des Kombikraftwerkes zur Kondensatvorwärmung ist auch nicht zweckmäßig, da der Wärmebedarf der Kondensatvorwärmung vollständig durch Niedertemperaturwärme aus dem Kombikraftwerk gedeckt wird. Die Abwärme aus der *CO-Shift* wird daher zur Vorwärmung des für die Sättigung von Brenn- und Restgas benötigten Wassers genutzt. Zudem muss die aus dem Gasturbinenverdichter entnommene Luft vor Eintritt in die LZA auf etwa 100 °C gekühlt werden. Diese Wärme wird überwiegend zur Restgasvorwärmung und damit zur indirekten Brenngasvorwärmung eingebunden. Die Entnahmeluft wird gegen stickstoffreiches Restgas aus der LZA, das zuvor befeuchtet wurde, gekühlt. Eine weitere Kühlung der Entnahmeluft vor LZA erfolgt gegen Kühlwasser. Die abschließende Kühlung der Prozessluft findet innerhalb der LZA durch Direktkühlung mit Kaltwasser statt.

Die Vorwärmung des Brenngasstromes gegen die rund 410 °C heiße Entnahmeluft ist nicht möglich, da im Falle von Undichtigkeiten im Wärmeübertrager das wasserstoffreiche Brenngas unmittelbar mit der heißen Entnahmeluft in Kontakt gelangen könnte.

Die Regelung des Restgasmassenstromes erfolgt in Abhängigkeit des resultierenden Heizwertes nach Mischung der befeuchten Gasströme. In allen Berechnungsfällen wird ein Heizwert von 9 MJ/kg vor GT eingestellt, um Randbedingungen des Betriebskennfeldes des verwendeten GT-Modells sicher einzuhalten [69].



**Abbildung 3.15 Blockfließbild des Moduls Brenngaskonditionierung**

Da nur ein Teil des in der LZA anfallenden stickstoffreichen Restgases (RG) für die Brenngassättigung und Vorwärmung benötigt wird, ergeben sich in Abhängigkeit vom jeweiligen C-Rückhaltegrad unterschiedliche stickstoffseitige Integrationsgrade.

Die resultierende Brenngastemperatur vor Gasturbinenbrennkammer liegt je nach Umsatz der *CO-Shift* und der damit verbundenen Wärmeeinkopplung bei 220 °C bis 226 °C. Zudem bestimmt der CO-Umsatz den Wasserstoffanteil des Reingases nach CO<sub>2</sub>-Abtrennung und somit die erforderliche Restgaszumischung sowie die damit verknüpfte Wärmeeinkopplung aus der Entnahmeluftkühlung.

### 3.3.15 Modul Gasturbine

Die Gasturbinenberechnungen für die untersuchten Berechnungsfälle werden mit Hilfe eines generischen Gasturbinenmodells durchgeführt [69], [70]. In Abhängigkeit von der Brenngaszusammensetzung werden unter Berücksichtigung des benötigten Kühlluftmassenstromes die notwendige Luftentnahmemenge sowie die Abgastemperatur und Zusammensetzung bestimmt. Auf Grundlage dieser Ergebnisse werden anschließend die Berechnungen für den AHK und die LZA durchgeführt.

Die Ermittlung des erforderlichen Brenngasmassenstromes ist Voraussetzung für die iterative Anpassung des Kohleeintrages in den Vergaser sowie für alle nachfolgenden Komponenten im Gasweg. Die Beschreibung zum Aufbau und zur Funktionsweise des Modells ist [69] zu entnehmen.

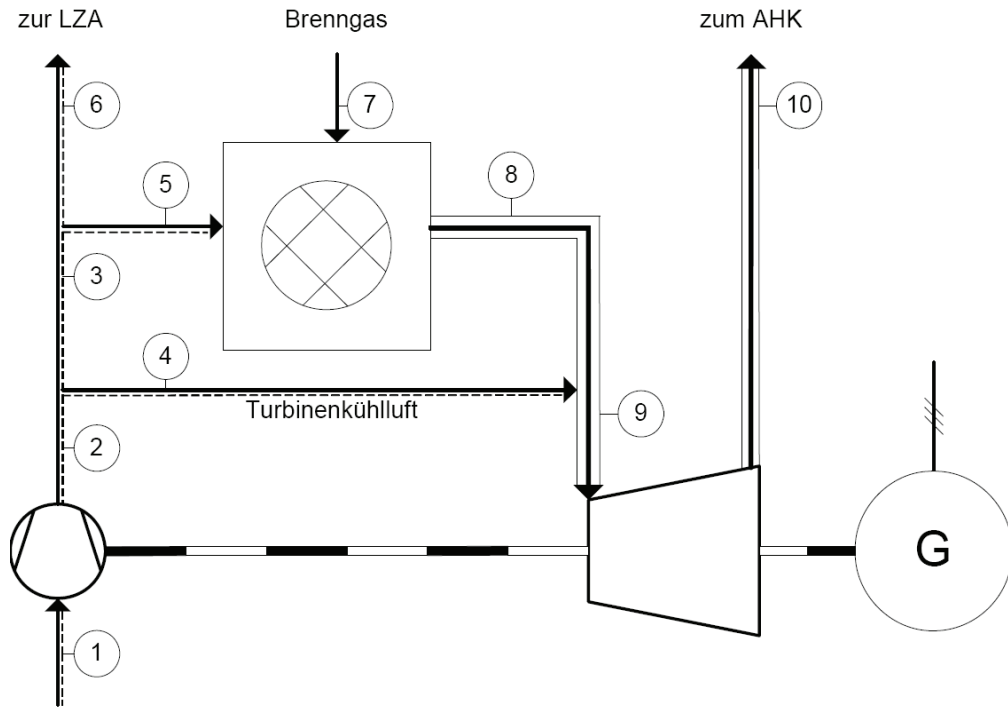


Abbildung 3.16 Blockfließbild des generischen Gasturbinenmodells [69]

### 3.3.16 Modul Abhitzekessel

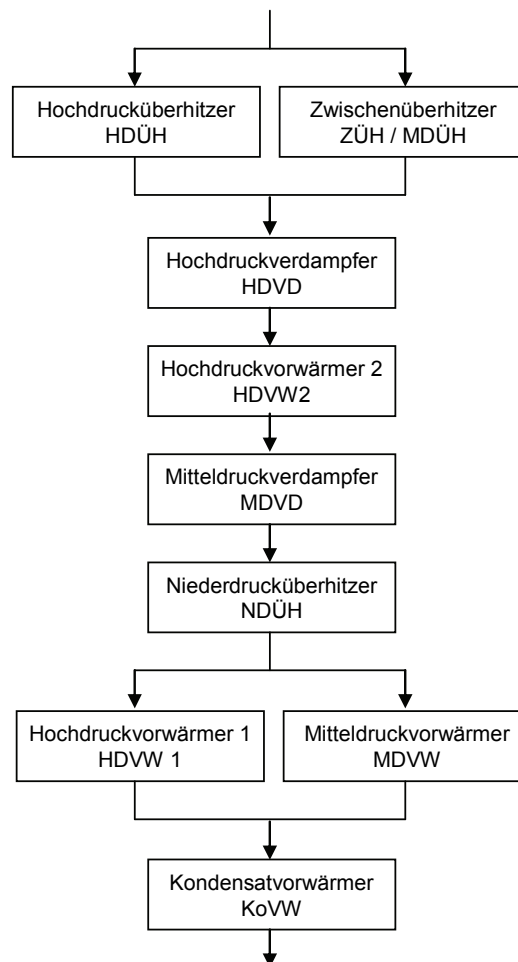
Die Berechnung des Abhitzekessels (AHK) erfolgt in EBSILON für alle Berechnungsfälle nach einem einheitlichen Konzept. Das Druckniveau der Hochdruckdampferzeugung beträgt 150 bar, das der Niederdruckdampferzeugung 5,5 bar. Der Druck der MD-Dampferzeugung im Abhitzedampferzeuger (AHDE) ist an den jeweiligen Vergaserdruck angepasst und liegt zwischen 37,5 bar und 42,5 bar, da der leicht überhitzte Prozessdampf gegenüber dem Reaktor einen Überdruck von 3 bar aufweisen muss.

Der im ROGADE erzeugte HD-Dampf wird zusammen mit dem im AHDE erzeugten HD-Dampf überhitzt und als Frischdampf zur Dampfturbine (DT) geleitet.

Zur Minimierung der Schnittstellen zwischen AHK und ROGADE wird der im ROGADE erzeugte MD-Dampf ausschließlich zur Deckung des Prozessdampfbedarfes der CO-Shift genutzt.

Daher wird der Druck des MD-Dampferzeugers im ROGADE durch den Gasdruck vor CO-Shift vorgegeben und liegt zwischen 31,2 bar und 35,8 bar. Für die Dampferzeugung im ROGADE wird vorgewärmtes Kesselspeisewasser der jeweiligen Druckstufe aus dem AHK entnommen.

Der AHK ist in allen Berechnungsfällen als 3-Druck-Kessel ausgelegt. Die entsprechende Anordnung der Heizflächen wird in Abbildung 3.17 gezeigt. Der Kondensatordruck beträgt wie in allen weiteren Berechnungsfällen 50 mbar. Die entsprechenden Wärmeschaltbilder sind dem Anhang A zu entnehmen.



**Abbildung 3.17 Heizflächenanordnung im 3-Druck-AHK**

### 3.4 Beschreibung der verwendeten Bilanzmodelle

#### 3.4.1 Luftzerlegungsanlage

Basierend auf dem ermittelten Sauerstoff- und Stickstoffbedarf des Vergasers wird ein Konzept für eine kryogene Luftzerlegungsanlage (LZA) mit einer  $O_2$ -Reinheit von 98 Vol.-% und einem Integrationsgrad zwischen 40 % und 60 % verwendet. Die Definitionen des stickstoffseitigen und luftseitigen Integrationsgrades sind in Abschnitt 2.3.2 aufgeführt (vergl. Gl. 2.8, 2.9).

Die LZA ist als Zweisäulentrennanlage für folgende Bedingungen konzipiert: 15 °C Lufttemperatur, 60 % relative Luftfeuchtigkeit sowie maximal 400 ppmv  $CO_2$  in der Prozessluft. Die für die Sauerstoffgewinnung benötigte Prozessluft wird teilweise dem GT-Verdichter sowie dem LZA-Hauptverdichter (Main Air Compressor, MAC) entnommen. Letzterer ist als vierstufiger Radialverdichter mit Zwischenkühlung ausgelegt. An der Übergabestelle zur LZA liegt Luft mit 15,7 bar und 100 °C an.

Innerhalb der LZA erfolgt die Abkühlung der verdichteten Luft durch einen 2-stufigen Prozessluftkühler mit Kühl- und mit Kaltwasser. Der benötigte Kaltwasserstrom wird durch Abkühlung von Kühlwasser in einer Kälteanlage bereitgestellt. Im Anschluss wird die Luft von Wasserdampf,  $CO_2$  und verschiedenen Kohlenwasserstoffen in einer Molekularsiebstation gereinigt. Es sind zwei parallele Adsorber vorgesehen, die wechselseitig betrieben und regeneriert werden. Als zusätzliche Sicherheit wird aus den sauerstoffseitig beaufschlagten Kondensatoren ständig eine bestimmte Menge flüssigen Sauerstoffes entnommen, sodass es zu keiner Anreicherung von oxidierbaren Komponenten im Luftzerlegungsapparat kommen kann. Die Adsorber werden durch trockenes Restgas aus der Luftzerlegung regeneriert.

In einem Wärmeaustauscher wird die Luft durch austretende Produktströme auf nahezu Verflüssigungstemperatur abgekühlt. Die für die darauf folgende Zerlegung in einer Rektifikationssäule benötigte Kälte wird mittels Entspannungsturbine gewonnen, welche mit einem Bremsgenerator gekoppelt ist.

Neben dem  $O_2$ -Bedarf muss auch die Versorgung von pneumatischen Fördersystemen, der Schleusenbespannung und der Filterabreinigung mit Reinstickstoff gewährleistet werden. Als Produkte der LZA fallen nach entsprechender Verdichtung gasförmiger Sauerstoff (GOX) und gasförmiger Reinstickstoff (GAN) sowie stickstoffreiches Restgas an.

Die gasförmigen Ströme werden vor Austritt aus dem tiefkalten Bereich der LZA (*Cold-box*) gegen die eintretende Prozessluft angewärmt.

Das Restgas wird in einem nachgeschalteten Verdichter ohne Nachkühlung auf den Enddruck von 25 bar verdichtet. Die Berechnung des Luftbedarfs, der zur Deckung der Sauerstoff- und Stickstoffproduktion benötigt wird, erfolgt mittels eines Bilanzmodelles. Dabei werden folgende Produktreinheiten berücksichtigt:

- |       |  |
|-------|--|
| - GOX | 98 Vol.-% O <sub>2</sub> , 2 Vol.-% Ar             |
| - GAN | 99,99 Vol.-% N <sub>2</sub>                        |
| - RG  | 98 Vol.-% N <sub>2</sub> , 2 Vol.-% O <sub>2</sub> |

Das LZA-Konzept umfasst alle Komponenten einer kryogenen LZA einschließlich elektrisch angetriebener Luftverdichter mit Zwischenkühlung, Luftvorkühlung, Molsiebe, Molsiebagegeneration, Kälteanlage, *Coldbox*, Zweisäulentrennkolonnen, Entspannungsturbine mit Bremsgenerator und Produktstromverdichtung.

Da der Druck der Entnahmeluft bei allen Berechnungsfällen übereinstimmt, wird ein einheitliches LZA-Konzept verwendet. Unterschiede zwischen den Berechnungsfällen ergeben sich durch den konzeptabhängigen Druck der Produkte Sauerstoff und Stickstoff und den daraus resultierenden Verdichterleistungen. Der Druck des stickstofffreien Restgases stimmt aufgrund der identischen Vorgaben zur Brenngasvorwärmung und Sättigung sowie zur Gasturbinenberechnung bei allen Fällen überein. Allerdings variiert der zur Brenngaskonditionierung benötigte Restgasmassenstrom in Abhängigkeit des H<sub>2</sub>-Anteiles im Brenngas vor GT. Da die Entnahmeluftmenge aus dem Gasturbinenverdichter in Abhängigkeit der Brenngaszusammensetzung bestimmt wird, und der Prozessluftbedarf sich aus dem GOX-Bedarf des jeweiligen Konzeptes ergibt, weist jeder Berechnungsfall einen abweichenden luftseitigen Integrationsgrad auf. Theoretisch wäre der luftseitige Integrationsgrad zwischen 0 % und 100 % zu variieren. Tatsächlich wird der Integrationsgrad aber von der Auslegung des Gasturbinenkompressors, der zulässigen Turbineneintrittstemperatur und dem Gasturbinenabgasmassenstrom in einem engen Bereich zwischen 40 % und 60 % vorgegeben. Nicht integrierte LZA sowie vollintegrierte LZA sind als Extremfälle anzusehen.

### 3.4.2 Schwefelgewinnung

Das in der Gaswäsche abgetrennte H<sub>2</sub>S-reiche Sauer gas wird zur Gewinnung von hochreinem elementarem Schwefel in einer CLAUS-Anlage behandelt. Der so gewonnene Schwefel kann als Chemierohstoff verwertet werden. Alternativ ist die Herstellung und Verwertung von Schwefelsäure möglich.



In einer CLAUS-Anlage wird gemäß Gleichung 3.11 Schwefelwasserstoff mit Sauerstoff zu Wasser und Schwefel katalytisch umgesetzt.



Da mithilfe der Gaswäsche bei allen Berechnungsfällen eine  $H_2S$ -Konzentration von 25 Vol.-% und höher erzielt werden kann, ist der Einsatz von technischem Sauerstoff aus der LZA nicht erforderlich.

Der CLAUS-Gasstrom wird geteilt und nur ein Drittel dieses Gasstromes wird in der Brennkammer mit Luft verbrannt. Das entstehende Schwefeldioxid wird in zwei nachfolgenden katalytischen Stufen mit dem verbleibenden  $H_2S$  zur Reaktion gebracht, was zur beabsichtigten Bildung von Schwefel führt. Bei höheren  $H_2S$ -Konzentrationen im CLAUS-Gas, wie oben genannt, kann auf die beschriebene Teilung verzichtet werden [92], [93].

### 3.4.3 Kohleaufbereitung

Die Kohleaufbereitung umfasst im Fall von Braunkohle neben der Zerkleinerung auf etwa 0-2 mm auch die Trocknung auf einem Wassergehalt von 12 Ma.-%. Die Kohletrocknung erfolgt in einer Wirbelschichttrocknungsanlage (WTA)<sup>39</sup>. Die in den Brüden enthaltene Verdampfungswärme wird durch Brüdenkompression für die Beheizung der WTA genutzt. Zusätzlich erfolgt die Fluidisierung des Trocknungsgutes mithilfe eines Teilstromes der Brüden.

Aufgrund der Einsatzkörnung von 0-1 mm ist der Einsatz einer Feinkornwirbelschichttrocknung vorgesehen. Diese bietet wegen des besseren Wärmeübergangs, der geringeren Baugröße und einer verringerten Gebläseleistung Vorteile in Hinblick auf die Kapital- und Betriebskosten. Die Rohbraunkohle wird mit einer Körnung von 0-2 mm aufgegeben und durch den Kornzerfall im Trockner auf 0-1 mm zerkleinert. Eine Nachmahlung ist nicht notwendig. Bei der Bilanzierung wird ein spezifischer Elektroenergiebedarf von 88,4 kWh/t, bezogen auf die abgetrennte Wassermenge, berücksichtigt [57], [58], [59], [60], [61].

Für die Berechnungsfälle mit Steinkohleeinsatz ist keine Kohletrocknung erforderlich.

---

<sup>39</sup> WTA Typ1 mit Brüdenrekompensation

## 4 Berechnungsfälle und Ergebnisse

### 4.1 Randbedingungen

Für alle Berechnungsfälle werden einheitlich folgende Randbedingungen angenommen:

- Umgebungstemperatur                      15 °C
- relative Luftfeuchtigkeit                      60 %
- Luftdruck                                      1013 mbar

Für die Konzeptstudie werden die in Tabelle 4.1 angegebenen Brennstoffanalysen verwendet. Das für den Betrieb des Abstichbrenners benötigte Erdgas wird vereinfachend als reines Methan berücksichtigt.

**Tabelle 4.1      Brennstoffanalysen**

		Braunkohle (BK)		Steinkohle (SK)
		Rohbraunkohle (RBK)	Trockenbraunkohle (TBK12)	
<b>C</b>	Ma.-%	27,30	52,80	66,52
<b>H</b>	Ma.-%	2,00	3,87	3,78
<b>O</b>	Ma.-%	10,30	19,92	5,47
<b>N</b>	Ma.-%	0,39	0,75	1,55
<b>S</b>	Ma.-%	0,60	1,16	0,52
<b>Cl</b>	Ma.-%	0,01	0,02	0,01
<b>Asche</b>	Ma.-%	4,90	9,48	14,15
<b>Wasser</b>	Ma.-%	54,50	12,00	8,00
<b>Summe</b>	Ma.-%	100,00	100,00	100,00
<b>Heizwert (H<sub>U</sub>)</b>	kJ/kg	9 012	19 711	25 174
<b>Brennwert (H<sub>O</sub>)</b>	kJ/kg	10 787	20 862	26 232

## 4.2 Konzept F1 - einstufige Rohgas-Shift

Das Konzept mit einstufiger Rohgas-Shift stellt das anlagentechnisch am einfachsten aufgebaute Konzept dar. Nach Aufbereitung und Vergasung der Brennstoffe wird das gewonnene Rohgas im Rohgaskühler auf die Betriebstemperatur des Heißgasfilters (HGF) abgekühlt. Die freiwerdende Wärme wird im ROGADE zur HD- und MD-Dampf-erzeugung genutzt. Der HD-Sattdampf wird im AHK des Kombikraftwerkes überhitzt und zusammen mit dem HD-Dampf aus dem AHK im HD-Teil der Dampfturbine entspannt. Der MD-Sattdampf wird ausschließlich zur Deckung des Prozessdampfbedarfes der einstufigen Rohgas-Shift genutzt.

Der im HGF abgetrennte Staub wird vollständig in den Vergaser zurückgeführt. Im Anschluss an den HGF folgt die Wasserwäsche zur Chloridabtrennung. Das gekühlte und mit Wasserdampf teilweise gesättigte Rohgas wird der einstufigen CO-Shift zugeführt. Daran schließt sich die selektive  $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ -Abtrennung an. Das abgetrennte Sauer gas wird in einer CLAUS-Anlage zur Schwefelgewinnung genutzt. Die auf unterschiedlichen Druckstufen anfallenden  $\text{CO}_2$ -Ströme werden einer Verdichtereinheit zugeführt, die den für die Sequestration bzw. den Transport erforderlichen Druck aufbaut.

Das technisch schwefelfreie und wasserstoffreiche Brenngas wird nach Passieren der Gaswäsche gesättigt und mit ebenfalls gesättigtem Restgas aus der LZA vermischt und vorgewärmt. Das so konditionierte Brenngas wird abschließend zur Gasturbine geführt, in deren Brennkammer die energetische Nutzung des Brenngases erfolgt. Der heiße Gasturbinenabgasstrom wird im AHK des Kombikraftwerkes in einem 3-Druck-Prozess zur Produktion von HD-, MD- und ND-Dampf sowie HD- und MD-Kessel-speisewasser für den ROGADE genutzt. Das Blockfließbild zum Berechnungsfall ist in Abbildung 4.1 dargestellt, die detaillierte Stoffstromliste ist dem Anhang B zu entnehmen.

In Tabelle 4.2 sind die Ergebnisse der Wärme- und Kohlenstoffbilanz für den betrachteten Berechnungsfall jeweils für Braun- und Steinkohle zusammengefasst.

**Tabelle 4.2      Ergebnisse Berechnungsfälle BKF1 und SKF1, einstufige Rohgas-Shift**

	Einheit	BKF1	SKF1
Vergaserdruck	bar	31,5	31,5
GOX Bedarf	kg/s	22,7	25,2
GAN Bedarf	kg/s	2,0	1,7
MD-Dampfbedarf	kg/s	10,3	17,5
Vergasungsstoff	kg/s	47,7	37,0
Rohkohle	kg/s	92,3	37,0
Brennstoffeinsatz (bezogen auf $H_U$ )	MW(th)	832,7	932,1
Brennstoffeinsatz (bezogen auf $H_O$ )	MW(th)	996,6	971,3
Gasturbinenleistung	MW(el)	299,4	299,6
Dampfturbinenleistung	MW(el)	148,9	142,1
Bruttoleistung gesamt	MW(el)	448,3	441,7
Kohleaufbereitung	MW(el)	0,9	0,7
Kohletrocknung	MW(el)	16,0	0,0
Vergaser	MW(el)	0,6	0,5
Luftzerlegungsanlage	MW(el)	31,7	36,4
Pumpen (Gasinsel)	MW(el)	0,4	0,4
Gaswäsche	MW(el)	11,8	11,9
CO <sub>2</sub> -Verdichtung	MW(el)	25,6	24,9
CLAUS-Anlage	MW(el)	0,3	0,1
Gasturbine	MW(el)	1,5	1,5
Dampfturbine	MW(el)	0,7	0,7
Wasser-Dampf-Kreislauf	MW(el)	9,9	9,7
Nebenanlagen	MW(el)	4,3	3,3
Bruttoleistung	MW(el)	448,3	441,7
Nettoleistung	MW(el)	344,6	351,6
Eigenbedarf	MW(el)	103,7	90,1
thermischer Wirkungsgrad ( $H_U$ )	%	41,4	37,7
thermischer Wirkungsgrad ( $H_O$ )	%	34,6	36,2
CO <sub>2</sub> zur Sequestration	kg/s	70,6	69,1
C-Rückhaltegrad	%	77,5	77,8
CO <sub>2</sub> -Emission	kg/s	21,4	20,7
spezifische CO <sub>2</sub> -Emission	kg/MWh	223,6	211,9



### 4.3 Konzept F2 - zweistufige Rohgas-Shift

Das Konzept mit zweistufiger Rohgas-Shift unterscheidet sich von dem zuvor beschriebenen Konzept nur dadurch, dass die Rohgas-Shift um eine Reaktorstufe erweitert ist. Das Blockfließbild zum Berechnungsfall ist in Abbildung 4.2 dargestellt, die detaillierte Stoffstromliste ist dem Anhang B zu entnehmen. Aus Tabelle 4.3 sind die Ergebnisse der Wärme- und Kohlenstoffbilanz der Berechnungen für den Einsatz von Braun- und Steinkohle ersichtlich.

**Tabelle 4.3 Ergebnisse Berechnungsfälle BKF2 und SKF2, zweistufige Rohgas-Shift**

	Einheit	BKF2	SKF2
Vergaserdruck	bar	32,9	32,9
GOX Bedarf	kg/s	23,0	25,5
GAN Bedarf	kg/s	2,1	1,8
MD-Dampfbedarf	kg/s	10,8	18,1
Vergasungsstoff	kg/s	48,4	37,5
Rohkohle	kg/s	93,6	37,5
Brennstoffeinsatz (bezogen auf H <sub>U</sub> )	MW(th)	844,5	945,7
Brennstoffeinsatz (bezogen auf H <sub>O</sub> )	MW(th)	1010,8	985,5
Gasturbinenleistung	MW(el)	299,8	299,9
Dampfturbinenleistung	MW(el)	151,8	145,0
Bruttoleistung gesamt	MW(el)	451,6	444,9
Kohleaufbereitung	MW(el)	0,9	0,7
Kohletrocknung	MW(el)	16,2	0
Vergaser	MW(el)	0,6	0,5
Luftzerlegungsanlage	MW(el)	31,1	35,3
Pumpen (Gasinsel)	MW(el)	0,5	0,5
Gaswäsche	MW(el)	12,0	11,9
CO <sub>2</sub> -Verdichtung	MW(el)	29,0	28,4
CLAUS-Anlage	MW(el)	0,3	0,1
Gasturbine	MW(el)	1,5	1,5
Dampfturbine	MW(el)	0,8	0,7
Wasser-Dampf-Kreislauf	MW(el)	9,9	9,8
Nebenanlagen	MW(el)	4,4	3,4
Bruttoleistung	MW(el)	451,6	444,9
Nettoleistung	MW(el)	344,4	352,1
Eigenbedarf	MW(el)	107,2	92,8
thermischer Wirkungsgrad (H <sub>U</sub> )	%	40,8	37,2
thermischer Wirkungsgrad (H <sub>O</sub> )	%	34,1	35,7
CO <sub>2</sub> zur Sequestration	kg/s	80,7	79,0
C-Rückhaltegrad	%	87,3	87,7
CO <sub>2</sub> -Emission	kg/s	12,7	12,1
spezifische CO <sub>2</sub> -Emission	kg/MWh	132,8	123,7



#### 4.4 Konzept F3 - dreistufige Reingas-Shift

Das in Abbildung 4.3 dargestellte Konzept mit dreistufiger Reingas-Shift weist von der Kohleaufbereitung bis zur Wasserwäsche die gleichen Prozessschritte auf, wie die zuvor beschriebenen Konzepte mit Rohgas-Shift. Im Anschluss an die Wasserwäsche wird das Rohgas in einer Hydrolysestufe behandelt, um die Abtrennung von  $\text{NH}_3$  zusammen mit Prozesskondensat sowie die Entschwefelung in der Gaswäsche zu verbessern. Nach der Hydrolyse erfolgt die Abkühlung des Rohgases auf die Eintrittstemperatur der Rohgasentschwefelung. Die dabei freigesetzte Niedertemperaturwärme wird zur Sättigung des Reingases nach der Gaswäsche genutzt. Darauf folgt die Reingas-Shift, welche mit zwei HT-Stufen und einer NT-Stufe ausgerüstet ist. Nach Passieren der Reingas-Shift wird das Gas wieder zur Gaswäsche geleitet, um das enthaltene  $\text{CO}_2$  abzutrennen. Die sich anschließenden Prozesse sind wiederum identisch mit denen der zuvor beschriebenen Konzepte.

**Tabelle 4.4 Ergebnisse Berechnungsfälle BKF3 und SKF3, dreistufige Reingas-Shift**

	Einheit	BKF3	SKF3
Vergaserdruck	bar	36,5	36,5
GOX Bedarf	kg/s	22,8	25,2
GAN Bedarf	kg/s	2,4	1,9
MD-Dampf-Bedarf	kg/s	11,7	18,9
Vergasungsstoff	kg/s	48,2	37,3
Rohkohle	kg/s	93,2	37,3
Brennstoffeinsatz (bezogen auf $\text{H}_{\text{U}}$ )	MW(th)	840,7	938,9
Brennstoffeinsatz (bezogen auf $\text{H}_{\text{O}}$ )	MW(th)	1006,2	978,4
Gasturbinenleistung	MW(el)	299,7	299,3
Dampfturbinenleistung	MW(el)	140,6	133,6
Bruttoleistung gesamt	MW(el)	440,3	432,8
Kohleaufbereitung	MW(el)	0,9	0,7
Kohletrocknung	MW(el)	16,2	0
Vergaser	MW(el)	0,6	0,5
Luftzerlegungsanlage	MW(el)	31,8	36,0
Pumpen (Gasinsel)	MW(el)	0,9	0,8
Gaswäsche	MW(el)	12,4	12,4
$\text{CO}_2$ -Verdichtung	MW(el)	29,8	28,9
CLAUS-Anlage	MW(el)	0,3	0,1
Gasturbine	MW(el)	1,5	1,5
Dampfturbine	MW(el)	0,7	0,7
Wasser-Dampf-Kreislauf	MW(el)	9,7	9,5
Nebenanlagen	MW(el)	4,3	3,4
Bruttoleistung	MW(el)	440,3	432,8
Nettoleistung	MW(el)	331,2	338,3
Eigenbedarf	MW(el)	109,1	94,5



Fortsetzung Tabelle 4.4			
thermischer Wirkungsgrad ( $H_U$ )	%	39,4	36,0
thermischer Wirkungsgrad ( $H_O$ )	%	32,9	34,6
CO <sub>2</sub> zur Sequestration	kg/s	82,7	80,5
C-Rückhaltegrad	%	89,9	90,0
CO <sub>2</sub> -Emission	kg/s	10,2	10,0
spezifische CO <sub>2</sub> -Emission	kg/MWh	110,9	106,4

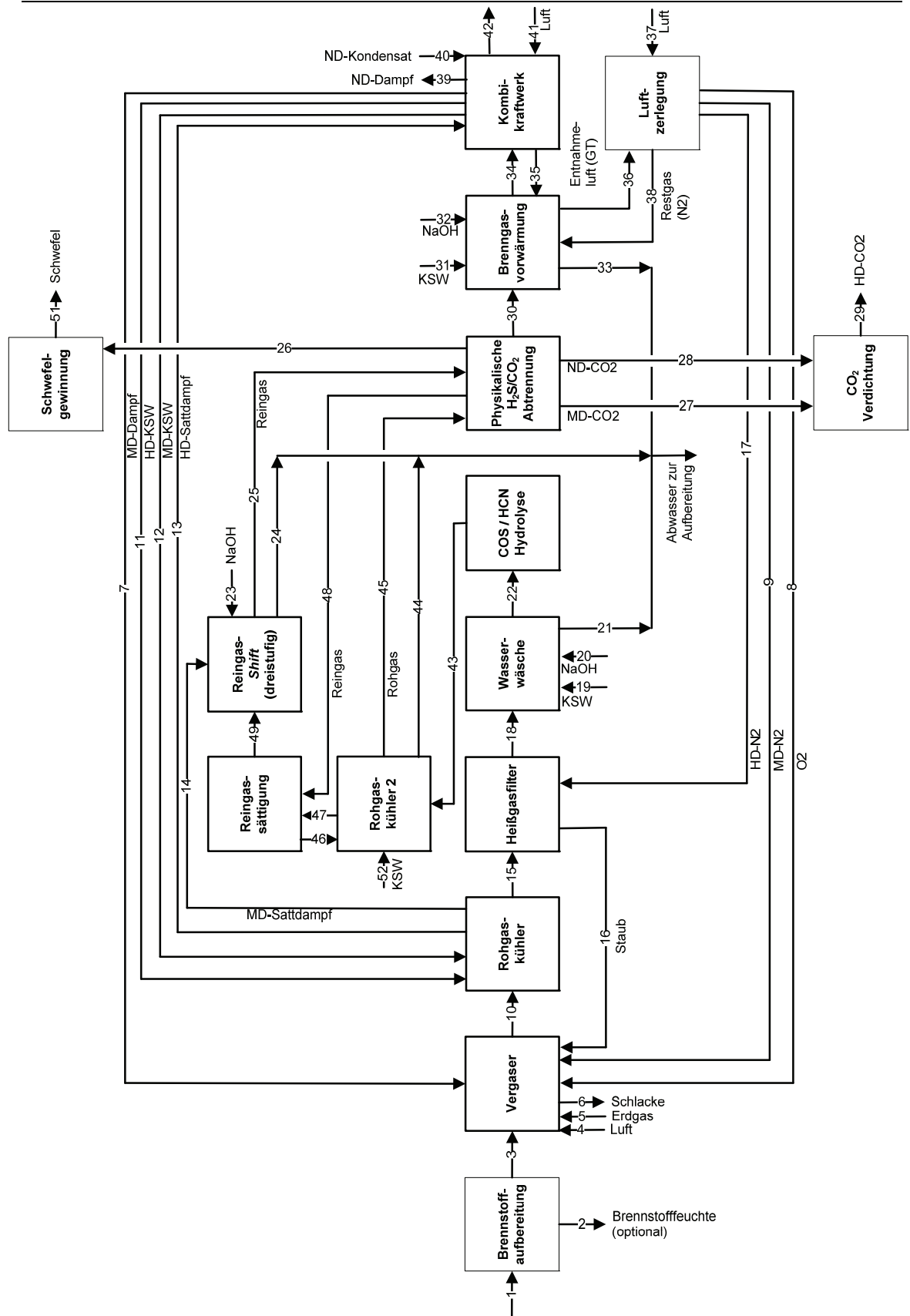


Abbildung 4.3 Blockfließbild Berechnungsfälle BKF3 und SKF3, dreistufige Reingas-Shift

#### 4.5 Konzept F4 - kombinierter Rohgas-Reingas-Shift

Das Konzept mit kombinierter CO-Shift ist zwischen Kohleaufbereitung bis Eintritt Gaswäsche identisch mit dem Konzept F2, zweistufige Rohgas-Shift. Nach Austritt aus der Gaswäsche wird das Reingas einer zweiten CO-Shift und danach einer sekundären CO<sub>2</sub>-Abtrennung (MDEA) zugeführt. Die Prozesse der Aufbereitung von CLAUS-Gas und CO<sub>2</sub> stimmen mit den zuvor beschriebenen Berechnungsfällen überein, ebenso der der Kombikraftwerksprozess. Die Ergebnisse dieses Berechnungsfalles sind in Tabelle 4.5 zusammengefasst.

**Tabelle 4.5 Ergebnisse Berechnungsfälle BKF4 und SKF4, kombinierte Rohgas-Reingas-Shift**

	Einheit	BKF4	SKF4
Vergaserdruck	bar	36,1	36,1
GOX Bedarf	kg/s	23,2	25,7
GAN Bedarf	kg/s	2,4	2,0
MD-Dampfbedarf	kg/s	11,9	19,2
Vergasungsstoff	kg/s	49,1	38,1
Rohkohle	kg/s	95,0	38,1
Brennstoffeinsatz (bezogen auf H <sub>U</sub> )	MW(th)	857,3	958,6
Brennstoffeinsatz (bezogen auf H <sub>O</sub> )	MW(th)	1026,0	998,9
Gasturbinenleistung	MW(el)	301,7	301,3
Dampfturbinenleistung	MW(el)	141,4	134,2
Bruttoleistung gesamt	MW(el)	443,1	435,5
Kohleaufbereitung	MW(el)	0,9	0,7
Kohletrocknung	MW(el)	16,5	0
Vergaser	MW(el)	0,6	0,5
Luftzerlegungsanlage	MW(el)	32,0	36,4
Pumpen (Gasinsel)	MW(el)	0,6	0,6
Gaswäsche	MW(el)	11,4	11,2
CO <sub>2</sub> -Verdichtung	MW(el)	31,1	30,4
CLAUS-Anlage	MW(el)	0,3	0,1
Gasturbine	MW(el)	1,5	1,5
Dampfturbine	MW(el)	0,7	0,7
Wasser-Dampf-Kreislauf	MW(el)	9,7	9,6
Nebenanlagen	MW(el)	4,4	3,4
Bruttoleistung	MW(el)	443,1	435,5
Nettoleistung	MW(el)	333,4	340,4
Eigenbedarf	MW(el)	109,7	95,1
thermischer Wirkungsgrad (H <sub>U</sub> )	%	38,9	35,5
thermischer Wirkungsgrad (H <sub>O</sub> )	%	32,5	34,1
CO <sub>2</sub> zur Sequestration	kg/s	85,4	83,5
C-Rückhaltegrad	%	91,0	91,4
CO <sub>2</sub> -Emission	kg/s	9,4	8,9
spezifische CO <sub>2</sub> -Emission	kg/MWh	101,5	94,1



## 4.6 Auswertung und Vergleich der Berechnungsergebnisse

### 4.6.1 Elektrischer Eigenbedarf

Die im Kapitel 4 gezeigten Ergebnisse für den elektrischen Eigenbedarf der Hauptkomponenten sind nachfolgend in Abbildung 4.5 zusammengefasst. Der elektrische Eigenbedarf der Steinkohlekonzepte liegt etwa 13 MW (el) unter denen der vergleichbaren Braunkohlekonzepte. Dies ist im Wesentlichen auf das Entfallen der Kohletrocknung zurückzuführen. Die marginalen Unterschiede des elektrischen Eigenbedarfs der Kohleaufbereitung und Trocknung innerhalb der jeweiligen Brennstoffgruppe sind in allen Fällen ausschließlich durch geringfügige Änderungen des Vergasungsstoffbedarfes bedingt. Der Elektroenergiebedarf der Gasaufbereitung (CO-Shift, H<sub>2</sub>S- und CO<sub>2</sub>-Abtrennung) entwickelt sich proportional zur abgetrennten CO<sub>2</sub>-Menge. Die Eigenverbräuche des GuD-Teils und der sonstigen Kleinanlagen weisen kaum Unterschiede auf. Durch die Anwendung identischer Module zeigen die berechneten Verbrauchswerte für alle weiteren Hauptkomponenten analoge Tendenzen.

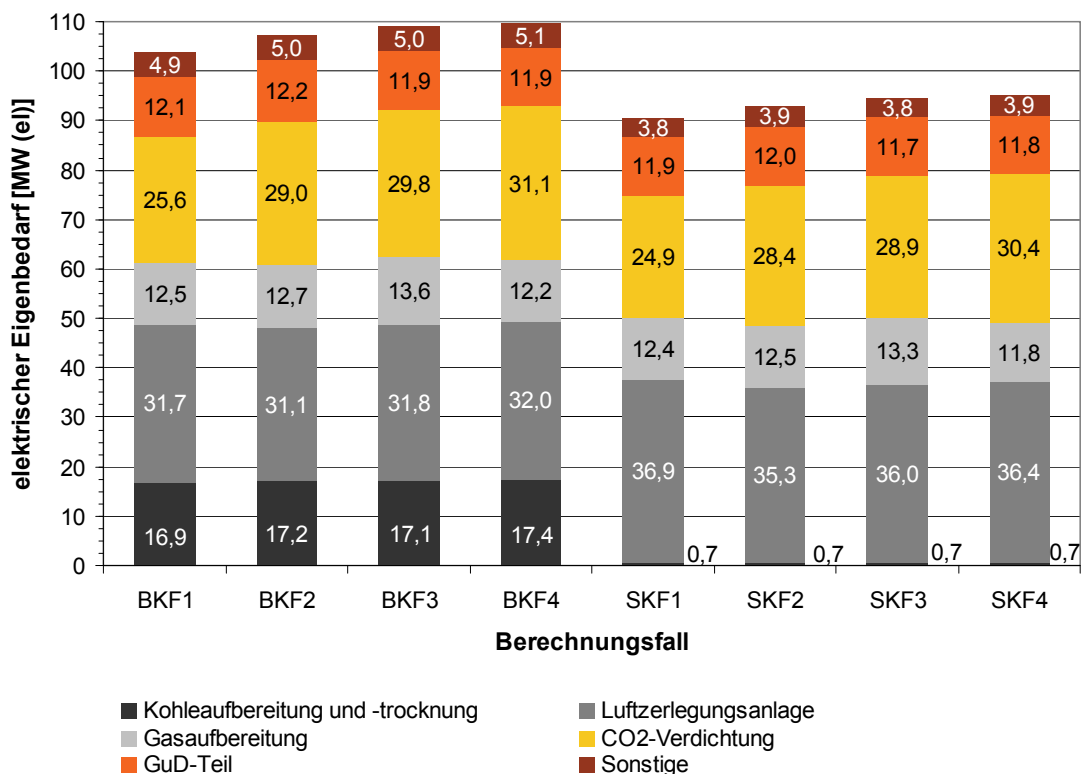


Abbildung 4.5 Verteilung des ermittelten elektrischen Eigenbedarfes

So ist bei beiden Brennstoffen trotz eines geringen Anstieges des Sauerstoffbedarfs und des Vergaserdruckes ein Absinken des elektrischen Eigenbedarfes der LZA zwischen den Konzepten F1 und F2 zu verzeichnen. Diese vermeintlich widersprüchlichen Ergebnisse sind auf die besonderen Bedingungen eines teilintegrierten IGCC zurückzuführen und werden nachfolgend diskutiert.

#### 4.6.2 Gasturbine und Luftzerlegungsanlage

Der Anstieg der  $O_2$ -Produktion<sup>40</sup> sowie des GOX-Abgabedruckes führen bei einer nicht integrierten LZA in jedem Fall zu einer Steigerung der elektrischen Leistungsaufnahme, ein unverändertes LZA-Konzept vorausgesetzt. Da es sich bei allen Berechnungsfällen um teilintegrierte IGCC-Konzepte handelt, hat die Charakteristik der Gasturbine einen entscheidenden Einfluss auf die LZA-Bilanz. Die vier für Braunkohle und Steinkohle untersuchten Konzepte zur *CO-Shift* und  $CO_2$ -Abtrennung weisen große Unterschiede im Hinblick auf die Brenngaszusammensetzung vor Brenngaskonditionierung (Fuel Gas Saturation, FGS) auf. In Abbildung 4.6 sind der  $H_2$ -Anteil vor FGS und vor GT sowie die entsprechenden Heizwerte dargestellt. Durch die geregelte Zumischung von stickstoffreichem Restgas aus der LZA und zusätzlicher Wasserdampfsättigung wird in allen Berechnungsfällen ein Heizwert von 9 MJ/kg eingestellt. Es wird deutlich, dass durch verstärkte  $CO_2$ -Abtrennung und entsprechend steigenden  $H_2$ -Anteil vor FGS eine zunehmende Restgaszumischung notwendig wird. Das führt dazu, dass zur Einhaltung des GT-Betriebsbereiches die Luftentnahme aus dem GT-Kompressor (luftseitiger LZA-Integrationsgrad) ebenfalls gesteigert werden muss. Im Umkehrschluss verringert sich der durch den MAC zu verdichtende Luftmassenstrom und damit der elektrische Eigenbedarf der LZA. Wie in Abbildung 4.7 zu erkennen, kommt es bei den Konzepten F3 und F4 zu einer Überkompensation dieses Effektes. Dies ist auf die deutlich höhere GOX-Produktion und den gesteigerten GOX-Druck zurückzuführen. Das Absinken des LZA-Integrationsgrades für das Konzept F4, sowohl stickstoff- als auch luftseitig, ist durch den erhöhten GOX-Bedarf zu erklären. Dieser führt zum Anstieg des Prozessluftbedarfes der LZA sowie zu einem steigenden Angebot an stickstoffreichem Restgas. Da das Konzept F4 im Vergleich zu F3 keine starke Erhöhung des Wasserstoffanteiles vor FGS ergibt, sind auch für die Restgaszumischung und die Luftentnahme aus dem GT-Verdichter keine großen Steigerungen zu verzeichnen.

---

<sup>40</sup> überwiegend gasförmiger Sauerstoff, *gaseous oxygen* (GOX)

Gemäß den Definitionen der LZA-Integrationsgrade (siehe Gleichungen 2.8 und 2.9) ergibt sich daher ein Absinken dieser Kennzahlen.

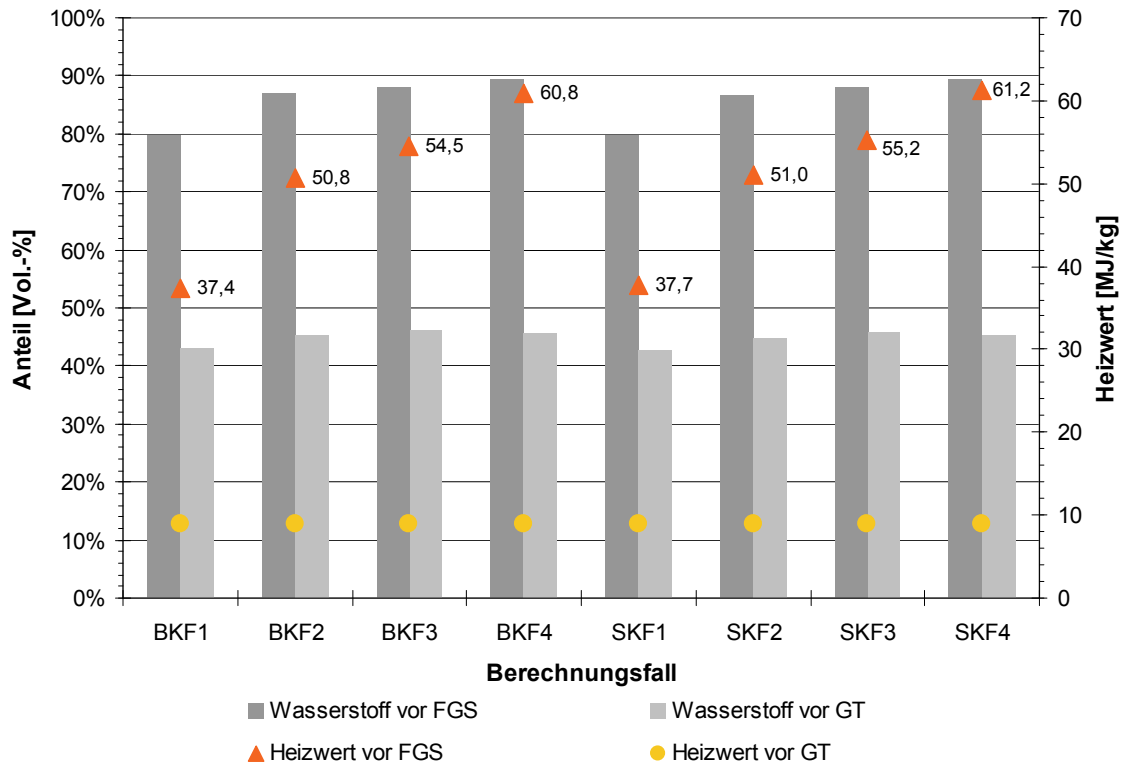


Abbildung 4.6 Berechnete Brenngasqualität vor und nach Konditionierung (FGS)

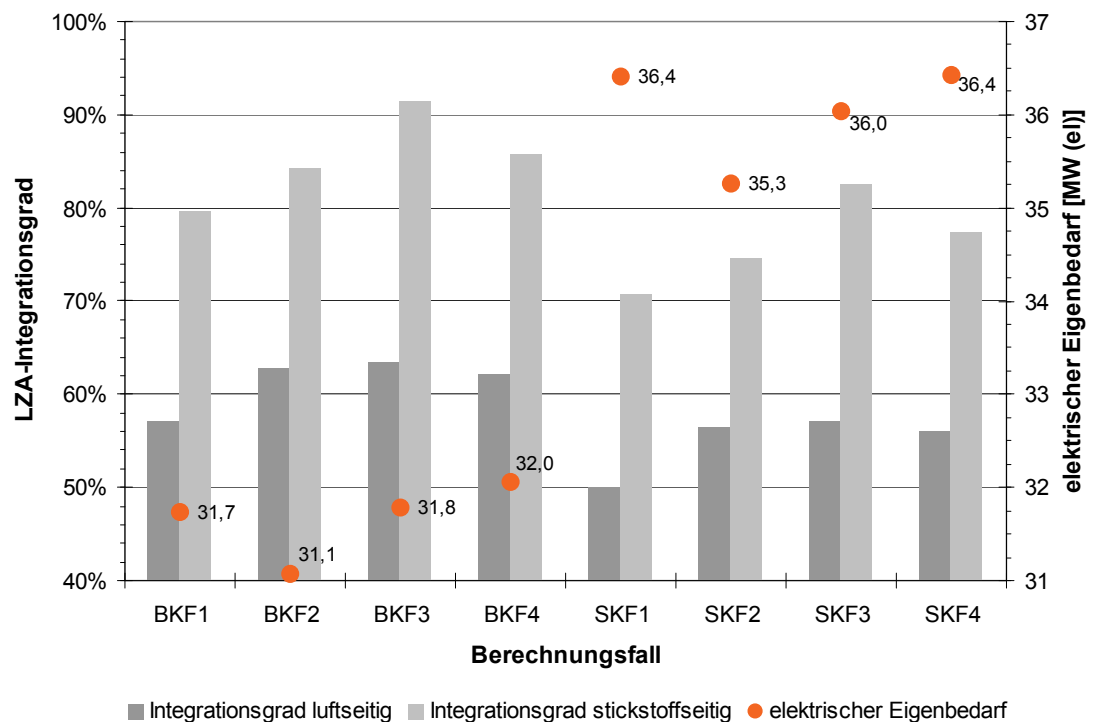
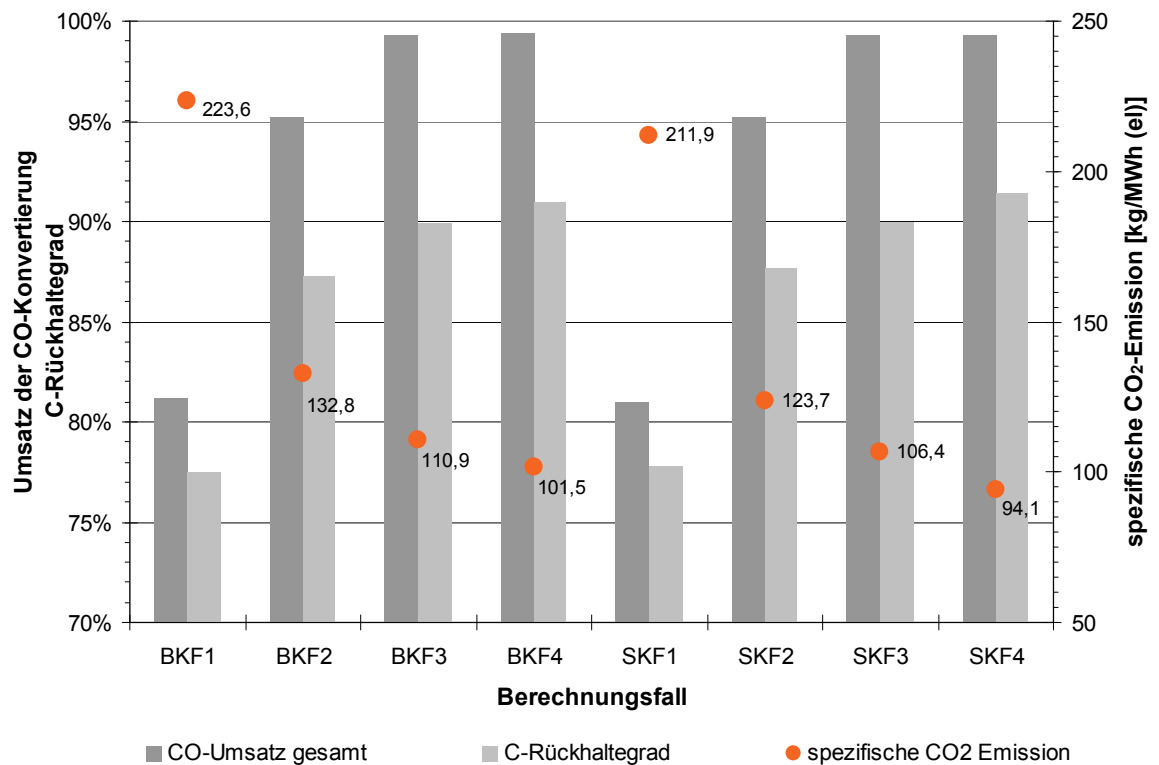


Abbildung 4.7 Ermittelter Integrationsgrad und elektrischer Eigenbedarf der LZA

### 4.6.3 Kohlenstoffbilanz

Da für alle Berechnungsfälle eine einheitliche  $\text{CO}_2$ -Restkonzentration von 1 Vol.-% nach Rectisol-Wäsche als Randbedingung eingehalten wird, stellt der Umsatz der CO-Shift die wichtigste veränderliche Größe dar. In Abbildung 4.8 sind der Umsatz der CO-Shift aller Stufen, der berechnete C-Rückhaltegrad sowie die resultierende spezifische  $\text{CO}_2$ -Emission dargestellt. Es wird deutlich, dass der Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad in Kombination mit einer Rohgas-Shift auf einen C-Rückhaltegrad von unter 90 % limitiert ist. In Verbindung mit einer Reingas-Shift oder einem kombinierten Konzept sind über 90 % C-Rückhaltung und damit spezifische Emissionen von unter 100 kg/MWh erzielbar. Dies entspricht etwa einem Drittel der spezifischen  $\text{CO}_2$ -Emission eines modernen Erdgas-GuD (vgl. Tabelle 2.1).

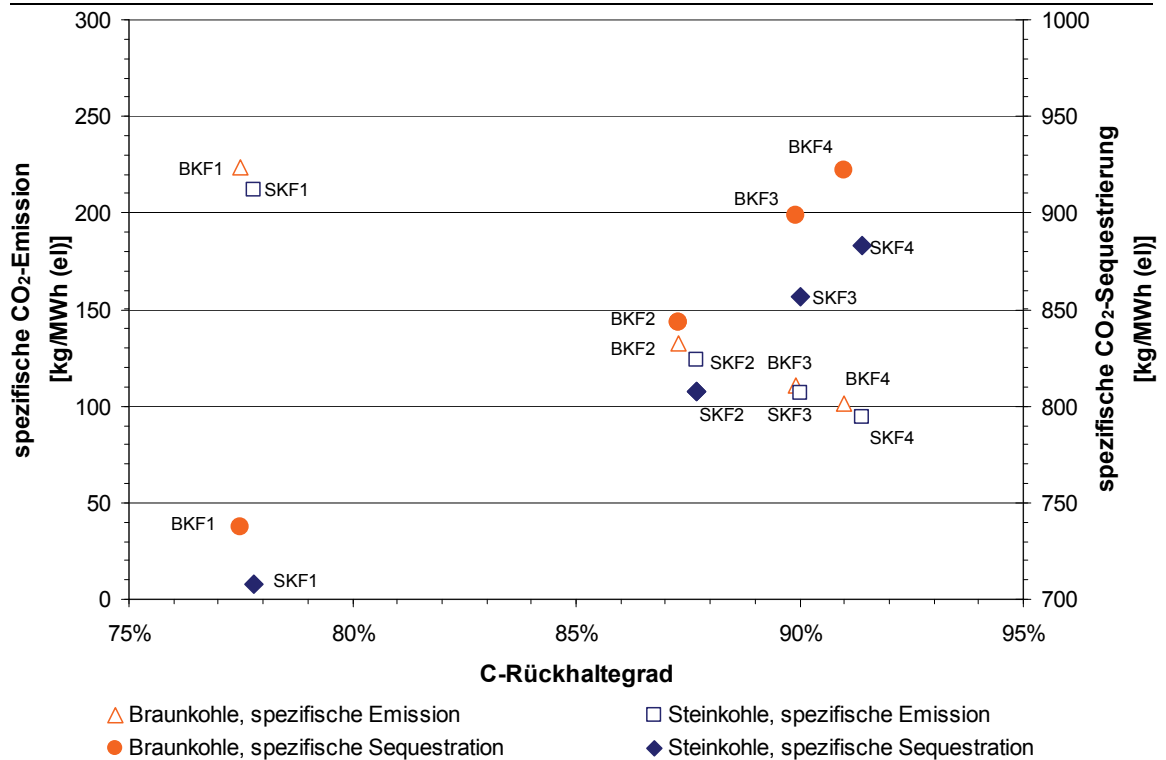


**Abbildung 4.8 Berechneter C-Rückhaltegrad und spezifische  $\text{CO}_2$ -Emission**

Im Kontrast dazu verdeutlicht Abbildung 4.9 die Größenordnung der zu speichernden  $\text{CO}_2$ -Menge. Beim Einsatz von Braunkohle muss zwischen 740 kg und 920 kg  $\text{CO}_2$  je MWh abgetrennt und gespeichert werden. Dies entspricht in etwa der spezifischen Emission eines Dampfkraftwerkes neuester Bauart ohne CCS.

Im Fall von Steinkohle übersteigt der abzutrennende  $\text{CO}_2$ -Massenstrom mit bis zu 880 kg/MWh die spezifische Emission eines modernen Steinkohlekraftwerkes ohne CCS.



Abbildung 4.9 Ermittelte spezifische CO<sub>2</sub>-Emission und spezifische CO<sub>2</sub>-Sequestration

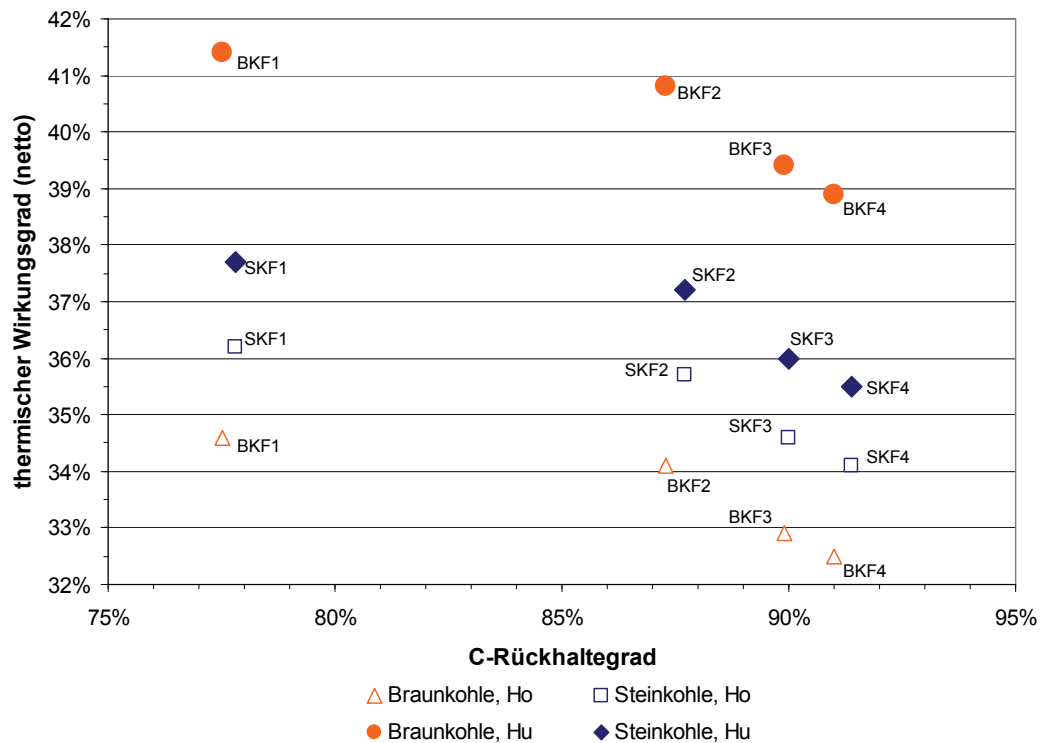
#### 4.6.4 Energiebilanz

Neben den Kennwerten der Kohlenstoffbilanz ist der thermische Wirkungsgrad einer der wichtigsten Indikatoren zur Konzeptbewertung in Hinblick auf die thermodynamische Effizienz, Wirtschaftlichkeit und öffentliche Akzeptanz. Abbildung 4.10 zeigt die thermischen Wirkungsgrade der untersuchten Konzepte. Bedingt durch den Aufwand zur Abtrennung und Verdichtung des CO<sub>2</sub> sinkt der thermische Wirkungsgrad wie erwartet ab. Es ist erkennbar, dass der C-Rückhaltegrad zwar über 85 % ansteigt, dies aber mit deutlichen Wirkungsgradverlusten einhergeht.

Ein C-Rückhaltegrad zwischen 75 % und 85 % erscheint mit Blick auf den Brennstoffeinsatz und die zu speichernde CO<sub>2</sub>-Menge vorteilhaft.

Die integrierte Kohletrocknung führt bei einem Wirkungsgradvergleich, bezogen auf  $H_U$ , zu einer deutlichen Verzerrung, da die Kondensationswärme der Brüden zumindest teilweise in den Prozess integriert wird. Je höher die Feuchtigkeitsspanne zwischen Rohzustand und Einsatzzustand des Brennstoffes, desto effizienter erscheinen die Konzepte mit Braunkohle gegenüber Steinkohle.

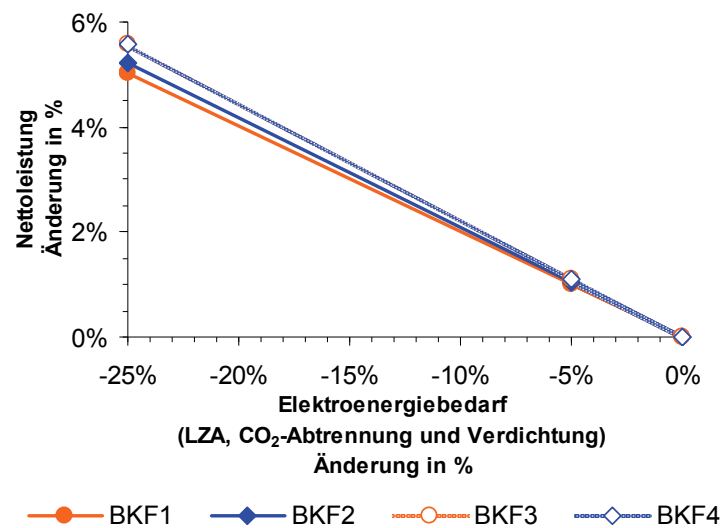
Wird der Vergleich mit Bezug auf  $H_0$  durchgeführt, zeigt sich, dass die Konzepte mit der höherwertigen Steinkohle einen Wirkungsgradvorteil von rund 1,5 %-Punkten aufweisen.



**Abbildung 4.10 Thermischer Wirkungsgrad in Abhängigkeit vom C-Rückhaltegrad**

Der hohe elektrische Eigenbedarf der untersuchten Kraftwerkskonzepte ist die wesentliche Ursache für die vergleichsweise geringen Wirkungsgrade (siehe Abbildung 4.10). Wie aus Abbildung 4.5 zu entnehmen, sind die LZA, die  $CO_2$ -Abtrennung und -Verdichtung die größten Verbraucher neben der Kohletrocknung.

Bei Konzepten mit Braunkohleeinsatz entfallen etwa zwei Drittel des elektrischen Eigenbedarfes auf die Verdichtung und Trennung von Gasen. Im Fall von Steinkohle beanspruchen diese Prozesse rund 80 % des elektrischen Eigenbedarfes. Die verfahrenstechnische Weiterentwicklung und Optimierung der entsprechenden Komponenten bietet daher ein großes Potenzial zur Steigerung des erzielbaren thermischen Wirkungsgrades. In Abbildung 4.11 wird beispielhaft für Braunkohlekonzepte gezeigt, dass eine Verringerung des Energiebedarfes der oben genannten Prozesse um 5 %, eine Steigerung der Nettoleistung und damit des thermischen Wirkungsgrades um circa 1 % (relativ) ermöglicht. Bei einer weiter gehenden Reduktion des Energiebedarfes der LZA sowie der  $CO_2$ -Abtrennung und -Verdichtung um 25 % würden, zumindest für Braunkohlekonzepte, Wirkungsgrade erreichbar, die in der Größenordnung heutiger Dampfkraftwerke ohne CCS liegen (vgl. Tabelle 2.1).



**Abbildung 4.11** Potenzial zur Wirkungsgradsteigerung durch Optimierung von Prozessen zur Gasverdichtung und -Trennung

## 5 Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

### 5.1 Investitionskostenabschätzung

Die im Kapitel 4 dargestellten Berechnungsergebnisse sind jeweils auf einen Strang einer IGCC-CCS-Anlage bezogen. Wie aus Abbildung 5.1 folgt, bilden je zwei baugleiche Stränge einen Kraftwerksblock eines 800 MW (el) IGCC-CCS-Kraftwerkes.

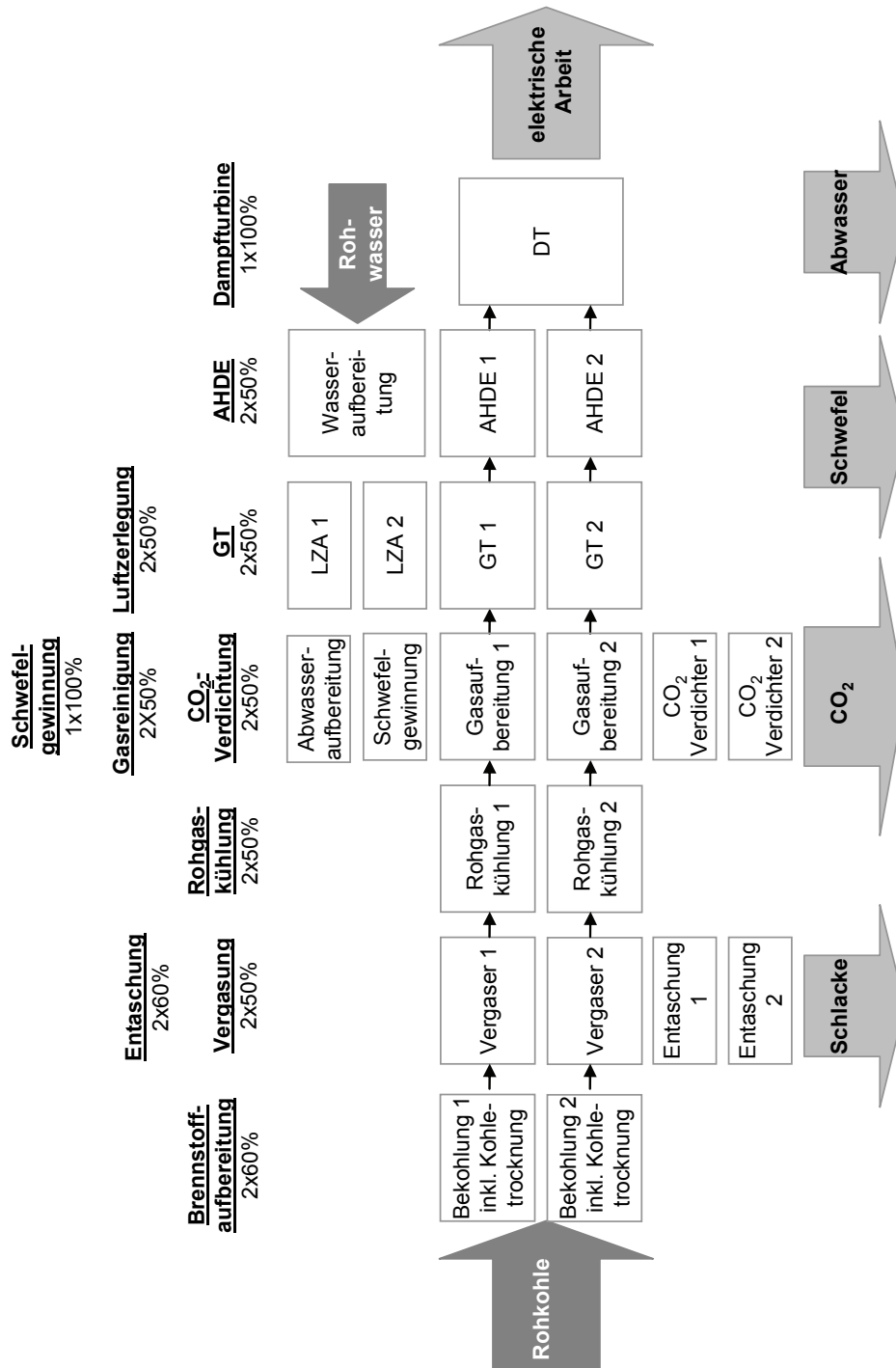


Abbildung 5.1 Strangkonzep für 800 MW(el) IGCC-CCS-Kraftwerk

Mit freundlicher Unterstützung der am Projekt COORIVA beteiligten Industriepartner wurden die Anlagenkosten für ein IGCC-CCS-Konzept mit einer Genauigkeit von  $\pm 30\%$  ermittelt. Die Kosten der Kraftwerkskomponenten wurden jeweils auf eine spezifische Kapazität bezogen und zur Berechnung der Anlagenkosten der in dieser Arbeit untersuchten Konzepte genutzt (vgl. Gl. 5.1).

$$PR_2 = PR_1 \cdot \left( \frac{X_2}{X_1} \right)^m \quad (5.1)$$

mit $PR$	- Preis der Komponente [€]
$X$	- Kapazität der Komponente [t/h]
$m$	- Degressionsexponent, 0,7

Aufgrund der benötigten verfahrenstechnischen Apparate und Ausrüstung können die untersuchten Konzepte als Chemieanlagen betrachtet werden. Die Kostenschätzungen wurden mittels Preisindex für Maschinen und Apparate an das aktuelle Preisniveau angepasst vgl. (Gl. 5.2). Die entsprechenden Daten zum Preisindex wurden der Fachzeitschrift „CHEMIE TECHNIK“ entnommen.

$$PR_2 = PR_1 \cdot \frac{I_2}{I_1} \quad (5.2)$$

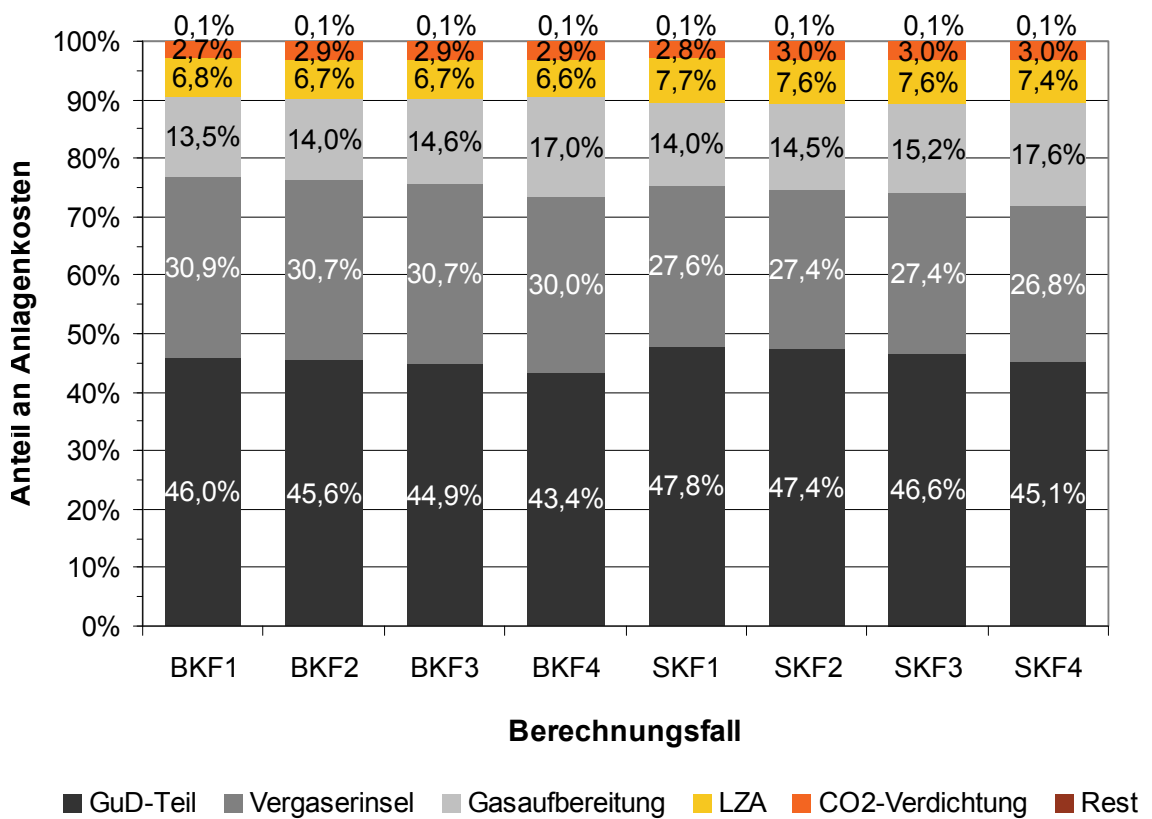
Die Ergebnisse der Investitionskostenabschätzung sind in Tabelle 5.1 zusammengefasst. Die Zusatzkosten umfassen Positionen für große Ersatzteile, Kosten für die Generalplanung sowie eine Reserve für Unvorhergesehenes. Detaillierte Angaben zu den Annahmen und Randbedingungen der Investitionskostenabschätzung sind dem Anhang C zu entnehmen.

Abbildung 5.2 zeigt die Verteilung der Anlagenkosten für die untersuchten Konzepte. Auf den GuD-Teil und die Vergasung, einschließlich Kohleaufbereitung, Vergaser und ROGADE, entfallen rund 75 % der Kosten. Die unterschiedlichen Konzepte der Gas-aufbereitung haben einen kaum feststellbaren Einfluss auf die Anlagenkosten.

Bedingt durch den Wegfall der Kohletrocknung weisen die Konzepte für Steinkohle etwa 7 % geringere spezifische Investitionskosten auf, als die vergleichbaren Braunkohlekonzepte.

**Tabelle 5.1** Ergebnisse der Investitionskostenabschätzung

	BKF1	BKF2	BKF3	BKF4	SKF1	SKF2	SKF3	SKF4
Summe Anlagenkosten [Mio. €]	1852,2	1880,0	1874,6	1946,0	1763,1	1790,6	1783,2	1852,5
Summe Zusatzkosten [Mio. €]	240,8	244,4	243,7	253,0	229,2	232,8	231,8	240,8
Summe Investitionskosten [Mio. €]	2093,0	2124,4	2118,3	2199,0	1992,3	2023,4	2015,0	2093,4
spezifische Investitionskosten [€/kW (netto)]	3037	3083	3198	3298	2833	2873	2978	3074

**Abbildung 5.2** Verteilung der Anlagenkosten

## 5.2 Stromgestehungskosten

Basierend auf in 5.1 ermittelten Investitionskosten wurden die Fixkosten der untersuchten Konzepte bestimmt. Die Basis für die Berechnung der variablen Kosten bilden die im Kapitel 4 gezeigten Ergebnisse der thermodynamischen Berechnungen.

Detaillierte Angaben zu den Eingangsdaten zur Bestimmung der Stromgestehungskosten sind im Anhang C aufgeführt.

Zur Einordnung der Ergebnisse werden die ermittelten Stromgestehungskosten sowie die spezifischen CO<sub>2</sub>-Emissionen der untersuchten Konzepte mit den Berechnungsergebnissen für konventionelle Referenzkraftwerke ohne CCS in Abbildung 5.3 verglichen. Als Referenzanlagen wurden die zurzeit in Bau befindlichen Dampfkraftwerke (DKW) Neurath und Datteln ausgewählt. Die zu diesen Anlagen veröffentlichten Auslegungsdaten geben den aktuellen Stand der Technik wieder (vgl. Tabelle 5.2).

**Tabelle 5.2      Ausgewählte Referenzkraftwerke ohne CCS**

	<b>Neurath</b>	<b>Datteln <sup>41</sup></b>
Brennstoff	Rohbraunkohle	Steinkohle
Bruttoleistung [MW (el)]	1100	1100
Nettoleistung <sup>42</sup> [MW (el)]	1028	1055
thermischer Wirkungsgrad (H <sub>U</sub> ) [%]	43	45
spezifische CO <sub>2</sub> - Emission <sup>43</sup> [kg/MWh]	929	776
Investitionskosten (Stand 2006) [Mio. €]	1300 <sup>44</sup>	1200
spezifische Investitions- kosten <sup>45</sup> [€/kW (el)]	1644	1478

Die in Abbildung 5.3 gezeigten Stromgestehungskosten der IGCC-CCS-Konzepte liegen deutlich über denen der konventionellen DKW ohne CCS. Im Vergleich zu konventionellen DKW ermöglichen die betrachteten IGCC-CCS-Konzepte eine Reduktion der spezifischen CO<sub>2</sub>-Emission zwischen 76 % und 89 % für die Braunkohleverstromung.

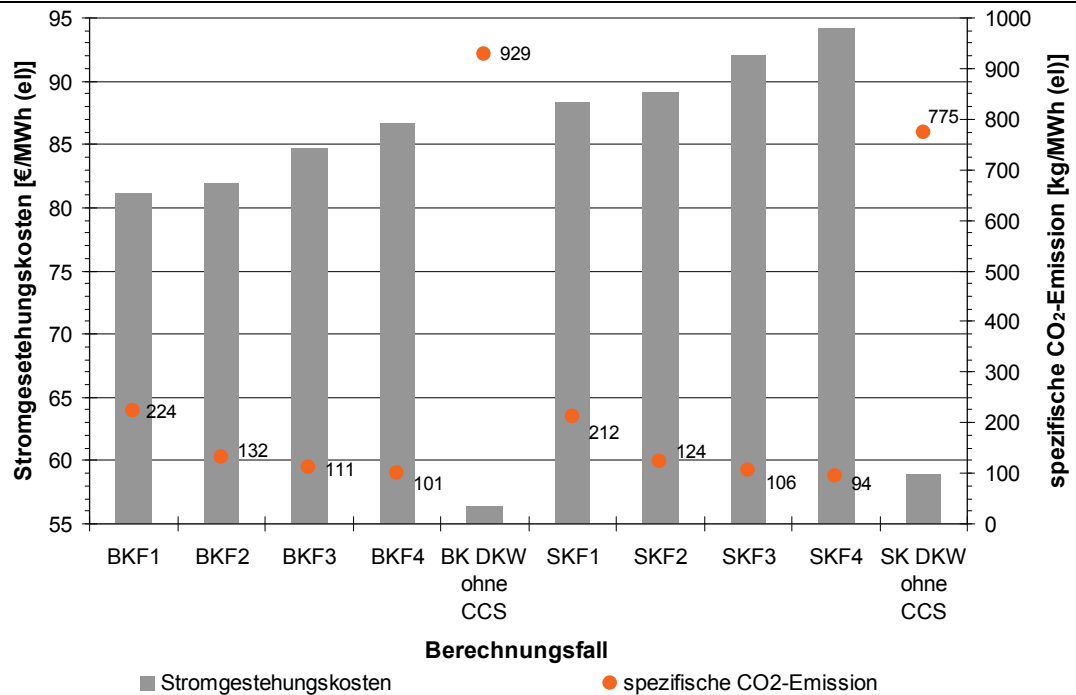
<sup>41</sup> Fertigstellung und Inbetriebnahme sind wegen verwaltungsrechtlicher Probleme zurzeit nicht sicher

<sup>42</sup> eigene Berechnung auf Basis veröffentlichter Angaben zum Brennstoffmassenstrom und thermischen Wirkungsgrad

<sup>43</sup> eigene Berechnung, basierend auf veröffentlichten Wirkungsgradangaben und Brennstoffanalyse in Kapitel 4

<sup>44</sup> theoretischer Wert für einen Einzelblock, tatsächliche Kosten für DKW Neurath niedriger, da Doppelblockanlage

<sup>45</sup> eigene Berechnungen auf Basis veröffentlichter Investitionskosten, umgerechnet auf Preisniveau 2010

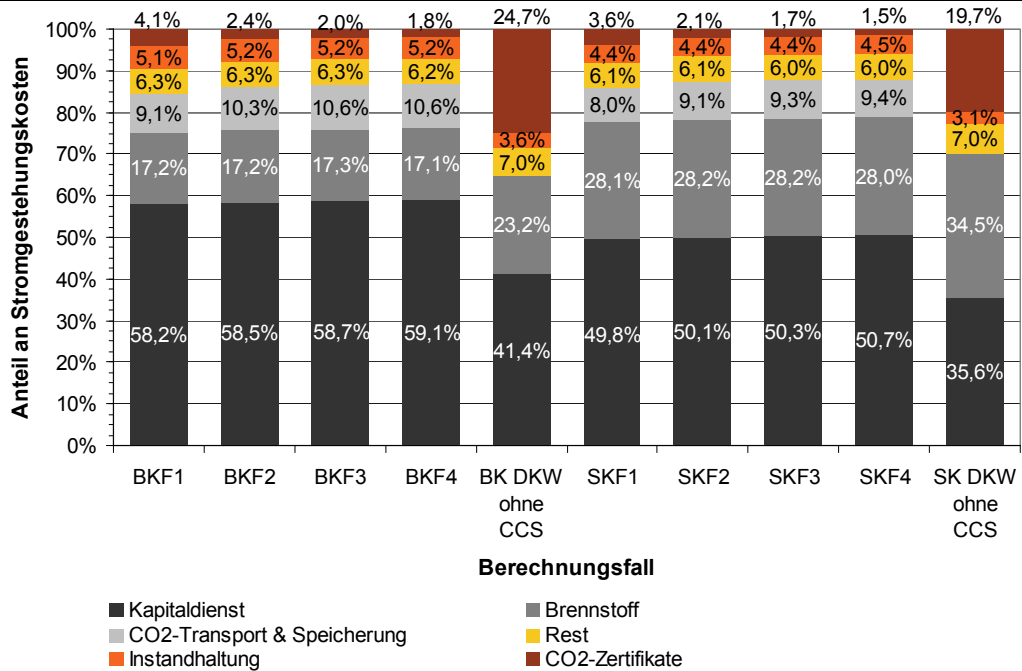


**Abbildung 5.3** Ermittelte Stromgestehungskosten und spezifische CO<sub>2</sub>-Emissionen der untersuchten Konzepte sowie der Referenzanlagen ohne CCS

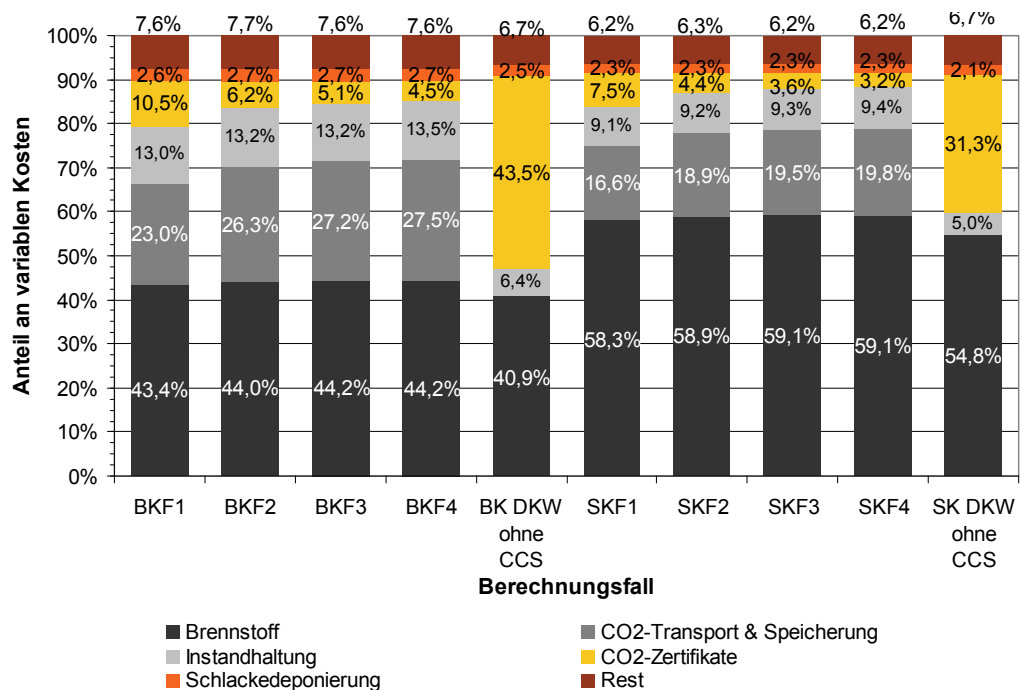
Für Steinkohle kann eine Reduktion zwischen 73 % und 88 % erreicht werden. Diese Emissionsreduktion bedingt einen Anstieg der Stromgestehungskosten um etwa 50 % bis 60 % im Vergleich zu konventionellen DKW ohne CCS.

Die aktuellen CO<sub>2</sub>-Zertifikatpreise von circa 15 €/t führen zu einer deutlichen Veränderung der Struktur der Stromgestehungskosten konventioneller DKW. Der Kauf von CO<sub>2</sub>-Zertifikaten (a 15 €/t) bedingt etwa ein Viertel der Stromgestehungskosten, lässt aber dennoch im Vergleich zu IGCC-CCS einen wirtschaftlichen Betrieb konventioneller DKW ohne CCS zu (vgl. Abbildung 5.4). Eine Analyse der variablen Kosten verdeutlicht den Einfluss der CO<sub>2</sub>-Pönlisierung auf die Stromgestehungskosten konventioneller DKW ohne CCS (vgl. Abbildung 5.5). Rund 30 % bis 45 % der variablen Kosten werden durch den Kauf von CO<sub>2</sub>-Zertifikaten (a 15 €/t) bestimmt. Den größten Einfluss auf die Stromgestehungskosten üben die Kraftwerksauslastung (Jahresvolllaststunden), die Investitionskosten und der effektive Zinsfuß aus. Die Kosten für Brennstoffe, CO<sub>2</sub>-Zertifikate sowie für den Transport und die Speicherung des abgetrennten CO<sub>2</sub> haben einen deutlich geringeren Einfluss auf die Stromgestehungskosten der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte. Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse zur Beurteilung des Einflusses verschiedener Parameter auf die Stromgestehungskosten sind im Anhang C dargestellt.





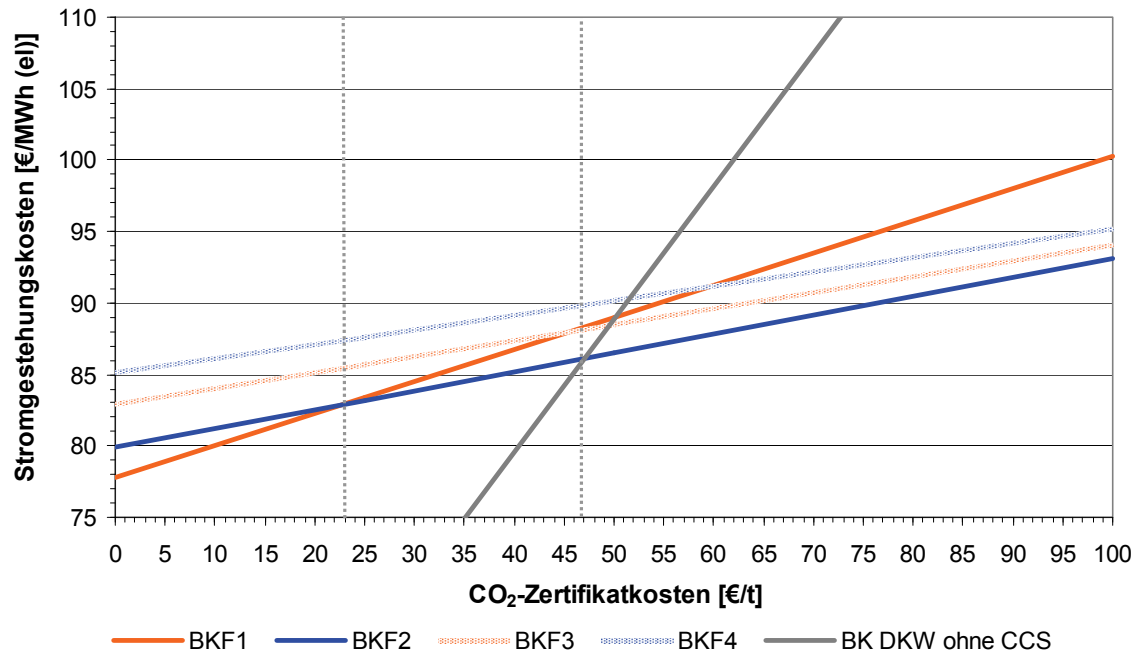
**Abbildung 5.4** Verteilung der ermittelten Stromgestehungskosten der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte im Vergleich zu Referenzanlagen ohne CCS



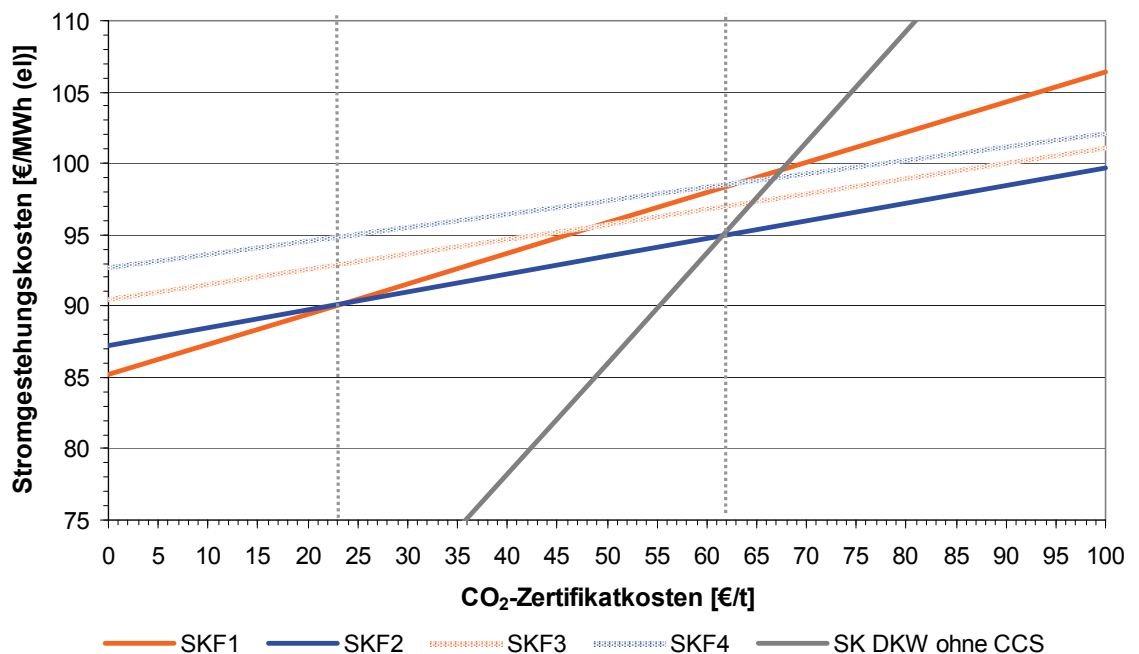
**Abbildung 5.5** Verteilung der ermittelten variablen Kosten der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte im Vergleich zu Referenzanlagen ohne CCS

Wie in Abbildung 5.6 und Abbildung 5.7 ersichtlich, bietet das Konzept F1 nur bei niedrigen CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten bis etwa 23 €/t Vorteile gegenüber den übrigen IGCC-CCS-Konzepten. Bei derartig niedrigen Zertifikatkosten ist allerdings IGCC-CCS gegenüber konventionellen DKW ohne CCS nicht wirtschaftlich.

Ab einer CO<sub>2</sub>-Pönale von rund 47 €/t sind die untersuchten IGCC-CCS-Konzepte für Braunkohle im Vergleich zu den heute in Bau befindlichen, konventionellen DKW ohne CCS, wirtschaftlich im Vorteil. Für Steinkohle erreichen die untersuchten IGCC-CCS-Konzepte diese Schwelle bei einer Pönale von etwa 62 €/t.



**Abbildung 5.6** Stromgestehungskosten der Braunkohlekonzepte in Abhängigkeit von den CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten



**Abbildung 5.7** Stromgestehungskosten der Steinkohlekonzepte in Abhängigkeit von den CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten

### 5.3 CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten

In einem Bereich der CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten von circa 23 €/t bis etwa 150 €/t sind IGCC-CCS-Konzepte mit zweistufiger Rohgas-Shift (Konzept F2) die wirtschaftlichste Lösung (vgl. Abbildung 5.6, Abbildung 5.7). Dies wird durch die Darstellung der ermittelten CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten in Abbildung 5.8 veranschaulicht.

So erzielt das Konzept F2 für den Berechnungsfall BKF2 im Vergleich zum BK-Referenzkraftwerk ohne CCS (Neurath) eine Verringerung der spezifischen CO<sub>2</sub>-Emission um etwa 0,8 t/MWh. Die Stromgestehungskosten für BKF2 liegen um circa 26 €/MWh höher als im Referenzfall. Somit ergeben sich CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten von rund 32 €/t für BKF2. Trotz eines geringeren Anstieges der Stromgestehungskosten für BKF1 (25 €/MWh) liegen die CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für BKF1 wegen der verringerten CO<sub>2</sub>-Abscheidung (0,7 t/MWh) bei etwa 35 €/t (vgl. Abbildung 5.8). Die ermittelten CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für SKF2 beziehen sich auf das SK-Referenzkraftwerk ohne CO<sub>2</sub>-Abtrennung (Datteln) und betragen rund 46 €/t.

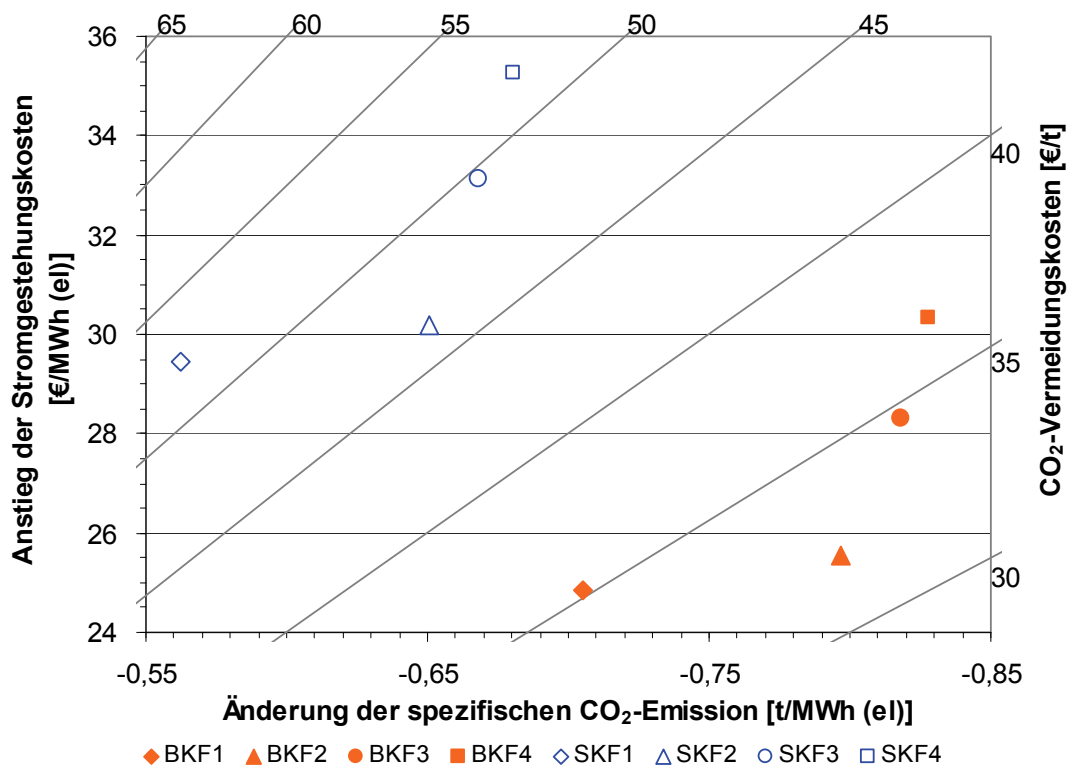


Abbildung 5.8 CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte (CO<sub>2</sub>-Zertifikatspreis 15 €/t)

## 6 Zusammenfassung

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit werden Konzepte für Gasaufbereitung in Kombikraftwerken mit integrierter Wirbelschichtvergasung und CO<sub>2</sub>-Abtrennung untersucht. Im Mittelpunkt der Untersuchung stehen die Konvertierung von Kohlenmonoxid (CO-*Shift*) und die Einbindung dieses Prozessschrittes in ein IGCC-Kraftwerk mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung (IGCC-CCS). Ziel der Arbeit ist die energetische und wirtschaftliche Bewertung von Konzepten zur CO<sub>2</sub>-Abtrennung für ein ab 2015 baubares, grundlastfähiges IGCC-CCS-Kraftwerk der 800-MW-Klasse.

Aufgrund der besonderen Bedeutung der Braunkohle für die Energieversorgung in Deutschland und im Gegensatz zu den meisten veröffentlichten IGCC-Studien wurde für die Brenngasbereitstellung ein Wirbelschichtvergasungskonzept mit integriertem Schlackebad ausgewählt. Dieses Vergaserkonzept ist für die Vergasung von Braunkohle sehr gut geeignet und ermöglicht auch den Einsatz von Steinkohle.

Der hohe Kaltgaswirkungsgrad von 83,9 % sowie der mit 99,5 % annähernd vollständige Kohlenstoffumsatz, der mit diesem Vergasungskonzept erzielt werden kann, sind wesentliche Bedingungen für die effiziente und CO<sub>2</sub>-arme Braunkohleverstromung in IGCC-CCS-Anlagen. Gegenüber konventionellen Flugstromvergasungsverfahren zeichnet sich das ausgewählte Vergasungskonzept zudem durch einen um etwa 25 % geringeren spezifischen Sauerstoffbedarf aus. Dadurch liegt der elektrische Eigenbedarf der untersuchten IGCC-CCS-Konzepte etwa 8 % bis 10 % niedriger als bei vergleichbaren Konzepten mit Flugstromvergasung.

Für die vorliegende Arbeit werden neben den bekannten konventionellen, mehrstufigen Konzepten der Rohgas- und Reingas-*Shift* weitere alternative Ansätze verfolgt.

Einen alternativen Ansatz stellt ein Konzept mit einstufiger Rohgas-*Shift* dar. Der Verzicht auf die zweite Reaktorstufe führt zu anlagentechnischen Vereinfachungen sowie zu einer Begrenzung des Reaktionsumsatzes der CO-Konvertierung auf etwa 77 %. Dadurch werden die, durch die Exothermie der homogenen Wassergasreaktion bedingten Wärmeverluste, sowie die abzutrennende und zu verdichtende CO<sub>2</sub>-Menge verringert. Durch Minderung der Anlagenkomplexität, der Wärmeverluste sowie des Energiebedarfes der CO<sub>2</sub>-Abtrennung und -Verdichtung werden ein höherer Anlagenwirkungsgrad und niedrigere Stromgestehungskosten erzielt.

Ein zweiter alternativer Ansatz verfolgt dagegen die Steigerung des erreichbaren Reaktionsumsatzes der CO-*Shift* durch eine Kombination von Rohgas- und Reingas-*Shift* und deren verfahrensbedingter Vorteile.

Die Nutzung des im Rohgas enthaltenen Wasserdampfes zur Verringerung des Prozessdampfbedarfes und die hohen, mit einer Niedertemperatur-Reingas-*Shift* erzielbaren Reaktionsumsätze, werden dabei verknüpft. Zusätzlich wird durch eine mit der Entschwefelung gekoppelte und der Reingas-*Shift* vorgeschalteten, primären CO<sub>2</sub>-Abtrennung das Reaktionsgleichgewicht der homogenen Wassergasreaktion weiter auf die Seite der Zielprodukte Wasserstoff und CO<sub>2</sub> verschoben. Eine sekundäre CO<sub>2</sub>-Abtrennung nach der Reingas-*Shift* ermöglicht höchste CO<sub>2</sub>-Abtrenngrade bis etwa 91 %.

Die Prozessschritte der Vergasung und Gasaufbereitung bis hin zur Gasturbine werden in 15 modular aufgebauten, eigens dafür erstellten Modellen in „ASPEN Plus“ simuliert. Die Berechnung des Wärmeschaltbildes erfolgt im Anschluss in „EBSLION Professional“. Nebenanlagen wie die Luftzerlegung oder die Kohletrocknung wurden in Bilanzmodellen abgebildet, um den Energiebedarf und weitere Parameter dieser Kraftwerkskomponenten zu bestimmen und in die Konzeptberechnung zu integrieren.

Durch die in ASPEN Plus eingebetteten, auf MS EXCEL basierenden und speziell für diese Arbeit entwickelten Benutzerschnittstellen wird die Bedienung der ASPEN-Modelle spürbar erleichtert und die Gefahr von Bedienungsfehlern gemindert.

Die verfahrenstechnische Auslegung aller Komponenten richtet sich am Brenngasbedarf sowie am Druckverhältnis einer modernen F-class Gasturbine mit einer Leistung von rund 300 MW (el) aus. Für die thermodynamischen Berechnungen wird ein durchgehender Strang vom Vergaser bis zur Gasturbine, einschließlich Abhitzeessel und Dampfturbine angenommen.

Die ermittelte CO<sub>2</sub>-Abtrennung (Kohlestoffrückhaltegrad) der vier jeweils für Braunkohle und Steinkohle untersuchten Konzepte liegt zwischen 78 % und 91 %. Die Spezifische CO<sub>2</sub>-Emissionen der Braunkohleverstromung variiert zwischen 224 kg/MWh (el) und 102 kg/MWh (el). Für Steinkohle werden etwas geringere spezifische CO<sub>2</sub>-Emissionen zwischen 212 kg/MWh (el) und 94 kg/MWh (el) erreicht. Damit wird das Emissionsniveau von erdgasbefeuerten GuD-Anlagen etwa 3fach unterschritten.

Die ermittelten Nettowirkungsgrade für Braunkohlekonzepte liegen zwischen 38,9 % bis 41,4 % und damit rund 10 % (relativ) unter den Wirkungsgraden der modernsten, heute in Bau befindlichen Dampfkraftwerke (DKW) ohne CCS.

Die untersuchten Steinkohlekonzepte weisen Wirkungsgrade zwischen 35,5 % und 37,7 % auf, was im Vergleich zu modernen DKW ohne CCS relative Wirkungsgradverluste von circa 20 % bedeutet.

Das höchste, mittelfristig realisierbare Potenzial zur Steigerung der ermittelten Wirkungsgrade liegt in der Reduktion des elektrischen Eigenbedarfes. Die Prozesse der Gasverdichtung- und Trennung beanspruchen bei IGCC-CCS bis zu 80 % des elektrischen Eigenbedarfes des Kraftwerkes.

Eine Minderung des Energiebedarfes der Luftzerlegung sowie der CO<sub>2</sub>-Abtrennung und -Verdichtung um 25 % würde eine Steigerung des Kraftwerkswirkungsgrades um etwa 5 % (relativ) ergeben. Damit würden zumindest die IGCC-CCS-Konzepte für Braunkohle etwa die Hälfte der Wirkungsgradverluste gegenüber DKW ohne CCS kompensieren.

Die untersuchten Alternativkonzepte für die CO-*Shift* haben im Rahmen der thermodynamischen Simulation die Erwartungen erfüllt. Durch den Verzicht auf die zweite Stufe der Rohgaskonvertierung und der damit verbundenen Minderung der CO<sub>2</sub>-Abtrennung, konnte gegenüber dem Konzept der konventionellen, zweistufigen Rohgas-*Shift* ein Wirkungsgradanstieg von rund 1,4 % (relativ) erreicht werden.

Durch die Kombination der Rohgas- und Reingas-*Shift* konnte der Reaktionsumsatz der CO-*Shift* gesteigert und die spezifische CO<sub>2</sub>-Emission gegenüber dem Konzept mit konventioneller Reingas-*Shift* bis zu 12 % gesenkt werden.

Basierend auf den Resultaten der thermodynamischen Simulation werden die Investitionskosten sowie die Stromgestehungs- und CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten für ein IGCC-CCS der 800-MW-Klasse ermittelt. Dazu wird eine zweisträngige Ausführung aller Hauptkomponenten mit Ausnahme der Dampfturbine berücksichtigt. Die ermittelten spezifischen Investitionskosten der Konzepte für Braunkohle liegen zwischen 3037 €/kW (el) und 3298 €/kW (el). Für die Steinkohlekonzepte ergeben sich etwa 7 % geringere Kosten. Bei allen Berechnungsfällen entfällt der größte Anteil der Anlagenkosten auf den GuD-Teil, gefolgt vom Vergaser einschließlich Bekohlung, Kohleaufbereitung und Rohgaskühlung.

Unter Einbeziehung der aktuellen CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten ergeben sich für IGCC-CCS-Konzepte mit Braunkohle Stromgestehungskosten von 81 €/MWh (el) bis circa 87 €/MWh (el). Die Stromgestehungskosten der Steinkohlekonzepte liegen zwischen 88 €/MWh (el) und 94 €/MWh (el). Zur Einordnung der Ergebnisse wurden die Stromgestehungskosten für die beiden in Bau befindlichen konventionellen Kraftwerke (DKW ohne CCS) Datteln und Neurath überschlägig berechnet.

Erst ab einem CO<sub>2</sub>-Zertifikatspreis von 47 €/t werden die betrachteten IGCC-CCS-Konzepte für Braunkohleeinsatz gegenüber den modernen DKW ohne CCS wirtschaftlich.

Für die IGCC-CCS-Konzepte für Steinkohle können sich wirtschaftlich erst ab einer Pönale von rund 62 €/t gegen moderne, konventionelle DKW ohne CCS behaupten.

Eine Umsetzung der thermodynamischen Vorteile des Alternativkonzeptes mit einstufiger Rohgas-*Shift* in einen wirtschaftlich bedeutsamen Vorteil kann nicht bestätigt werden, da dieses Alternativkonzept nur bei CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten von unter 23 €/MWh (el) geringere Stromgestehungskosten als das konventionelle zweistufige Konzept aufweist. In diesem Bereich ist aber keine Wirtschaftlichkeit gegenüber DKW ohne CCS gegeben.

Das konventionelle Konzept der zweistufigen Rohgas-*Shift* stellt sich als das wirtschaftlich beste IGCC-CCS-Konzept dar. Über einen weiten Bereich von 47 €/t bis etwa 150 €/t können mit diesem Konzept die geringsten Stromgestehungskosten im Vergleich der IGCC-CSS-Konzepte erzielt werden. Erst ab einer CO<sub>2</sub>-Pönale von über 150 €/t wird das Alternativkonzept mit kombinierter Rohgas-Reingas-*Shift* und erhöhter CO<sub>2</sub>-Abtrennung wirtschaftlich konkurrenzfähig.

Die Analyse der ermittelten CO<sub>2</sub>-Vermeidungskosten, basierend auf dem Vergleich mit modernen DKW ohne CCS zeigt, dass die zweistufige Rohgas-*Shift* aus wirtschaftlicher Sicht das optimale Konzept für IGCC-CCS darstellt.

Der thermodynamische Vorteil einer CO<sub>2</sub>-Teilabtrennung kann aufgrund der hohen Anlagenkosten nicht wirtschaftlich dargestellt werden. Bei annähernd unveränderten Anlagenkosten ist die erzielbare Wirkungsgradsteigerung zu gering und wird bei steigenden CO<sub>2</sub>-Zertifikatpreisen überkompensiert.

Als Ausblick für die weitere Entwicklung für IGCC-CCS kann daher geschlussfolgert werden:

- Konzepte für Braunkohle weisen einen deutlichen Kostenvorteil gegenüber Konzepten für Steinkohle auf.
- CO<sub>2</sub>-Teilabtrennung ist für Konzepte mit Monostromerzeugung nicht wirtschaftlich darstellbar,
- Die CO<sub>2</sub>-Teilabtrennung kann bei Konzepten mit Polygeneration einen wirtschaftlichen Vorteil eröffnen.
- Alternativkonzepte zur Steigerung der CO<sub>2</sub>-Abtrennung zeigen nur bei langfristig steigenden CO<sub>2</sub>-Zertifikatkosten ein Potenzial für einen wirtschaftlichen Betrieb.
- Konzepte mit konventioneller, zweistufiger Rohgaskonvertierung stellen aus thermodynamischer und wirtschaftlicher Sicht ein Optimum dar.
- Die Reduktion des Energiebedarfes von Prozessen der Verdichtung und Gastrennung stellt ein großes Entwicklungspotenzial mit Blick auf Wirkungsgradsteigerung und Verbesserung der Wettbewerbsfähigkeit dar und sollte prioritär verfolgt werden.

**Literatur**

- [1] *Coal in Europe 2009 – Map*, EURACOAL EU Statistics, [www.Euracoal.be/pages/medien.php?idpage=644](http://www.Euracoal.be/pages/medien.php?idpage=644), 20.12.2010
- [2] *Stromerzeugungsstrukturen ausgewählter Staaten Europas 2008*, EURACOAL EU Statistics, [www.Euracoal.be/pages/medien.php?idpage=644](http://www.Euracoal.be/pages/medien.php?idpage=644), 20.12.2010
- [3] *The Role of Coal for Power Generation in Europe*, EURACOAL EU Statistics, [www.Euracoal.be/pages/medien.php?idpage=644](http://www.Euracoal.be/pages/medien.php?idpage=644), 20.12.2010
- [4] *Climate Change and the power industry – European Carbon Factors: A Benchmarking of CO<sub>2</sub> Emissions by the Largest European Power Producers*. PRICE WATERHOUSE COOPERS: [www.pwc.com/fr/pwc\\_pdf/pwc-europe\\_carbon\\_factor\\_2002-10\\_en.pdf](http://www.pwc.com/fr/pwc_pdf/pwc-europe_carbon_factor_2002-10_en.pdf), 20.12.2003
- [5] *Climate Change and Electricity – European Carbon Factor: Comparison of CO<sub>2</sub> emissions of Europe's leading electrical utilities*. PRICE WATERHOUSE COOPERS: [www.pwc.fr/assess/files/pdf/2008/12/pwc\\_carbon\\_factor\\_2008\\_uk.pdf](http://www.pwc.fr/assess/files/pdf/2008/12/pwc_carbon_factor_2008_uk.pdf); 20.12.2010
- [6] EWERS, J.: *CO<sub>2</sub>-arme fossil gefeuerte Kraftwerke: Grundbaustein für effizienten weltweiten Klimaschutz*, Greenpeace-Workshop „Klimaschutz durch CO<sub>2</sub>-Speicherung - Möglichkeiten und Risiken“, 26. September 2005. [www.greenpeace.de/fileadmin/gpd/user\\_upload/themen/energie/ewers\\_rwe\\_ccs\\_26-09-05.pdf](http://www.greenpeace.de/fileadmin/gpd/user_upload/themen/energie/ewers_rwe_ccs_26-09-05.pdf), 20.12.2010
- [7] *Das Projekt BoA 2&3*, Firmenschrift RWE AG, [www.rwe.com/web/cms/mediablob/de/235856/data/12068/3/rwe-power-ag/krafwerksneubau/boa-2-3/RWE-Klimavorsorge-mit-Hightec.pdf](http://www.rwe.com/web/cms/mediablob/de/235856/data/12068/3/rwe-power-ag/krafwerksneubau/boa-2-3/RWE-Klimavorsorge-mit-Hightec.pdf), 20.12.2010
- [8] *Konzeptstudie Referenzkraftwerk Nordrhein-Westfalen (RWK NRW)*, Kurzbericht, VGB Power Tech e. V., [www.vgb.org/vgbmultimedia/news/konzeptstudie.pdf](http://www.vgb.org/vgbmultimedia/news/konzeptstudie.pdf), 20.12.2010
- [9] LEHMANN, H.; WIRTZ S.: *Interaktives Nachschlagewerk der Kraftwerkstechnik*, ISBN 3-00-008-485-1
- [10] BUGGE, J.: *Advanced 700 °C PF power Plan*“, Tech-wise A/S, [www.130.226.56.153/rispubl/presentations/bugge.pdf](http://www.130.226.56.153/rispubl/presentations/bugge.pdf), 20.12.2010
- [11] PELTIER, R.: *Plant Efficiency: Begin with the Right Definitions*. Right Side News - Power Magazin, [www.rightsidenews.com/201002038491/life-and-science/energy-and-environment/plant-efficiency-begin-with-the-right-definitions.html](http://www.rightsidenews.com/201002038491/life-and-science/energy-and-environment/plant-efficiency-begin-with-the-right-definitions.html), 02.02.2010



- [12] STRAUß, K.: *Kraftwerkstechnik: zur Nutzung fossiler, regenerativer und nuklearer Energiequellen*. 4. Auflage ISBN 3-540-64750-3, Springer-Verlag Berlin Heidelberg New York, 1998
- [13] BOYCE, M.: *Gasturbinen Handbuch*. ISBN 3-540-63216-6, Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, 1998
- [14] LECHNER, R.; SEUME, J.: *Stationäre Gasturbinen*. ISBN 3-540-42831-3, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2003
- [15] Gas Turbine World, May-June 2007, Volume 37, No 3,
- [16] Gas Turbine World Handbook 2006,
- [17] KARL, J.: *Dezentrale Energiesysteme*. ISBN 3-486-27505-4, Oldenbourg-Verlag, München, 2004
- [18] DOLEZAL, R.: *Kombinierte Gas- und Dampfturbinenkraftwerke*. 1. Auflage ISBN 3-540-67526-4, Springer-Verlag Berlin Heidelberg New York, 2001
- [19] KOROBOW, D.: *Untersuchung der Wirkungsgradpotentiale von IGCC-Kraftwerkskonzepten*. Freiburger Forschungsheft A876 Energie, Technische Universität Freiberg, 2003, ISBN 3-86012-205-3
- [20] KOROBOW, D., MEYER, B.: *Konzeptentwicklung für das schlanke 55 % plus-IGCC-Kraftwerk bis maximal 1.000 MWel (55 % plus-IGCC-Kraftwerk)*. Schlussbericht, 2006. Förderkennzeichen: 0327117, [www.tib.uni-hannover.de](http://www.tib.uni-hannover.de)
- [21] FISCHER, B.: *Optimierung des Erzeugungsportfolios im Rahmen von Wirtschaftlichkeit, Umweltschutz und Versorgungssicherheit*. dena-Konferenz „Stromeffizienz 2005“, Berlin, 8. November, [www.initiative-energieeffizienz.de/uploads/media/Vortrag\\_Fischer\\_EONEnergie\\_Internet\\_20.pdf](http://www.initiative-energieeffizienz.de/uploads/media/Vortrag_Fischer_EONEnergie_Internet_20.pdf), 20.12.2010
- [22] *Heavy duty gas turbine products*, Firmenschrift GE, [www.gepower.com/prod\\_serv/products/gas\\_turbines\\_cc/en/downloads/GEH12985H.pdf](http://www.gepower.com/prod_serv/products/gas_turbines_cc/en/downloads/GEH12985H.pdf), 20.12.2010
- [23] *Investitionsplanung 2007-2009*. EON AG, [www.eon.com/de/downloads/20061214\\_Investitionsplanung\\_Charts.pdf](http://www.eon.com/de/downloads/20061214_Investitionsplanung_Charts.pdf), 20.12.2010
- [24] *Kraftwerk Niederaussem*. Firmenschrift RWE AG, [www.fh-meschede.de/public/kail/exkursionenbroschuere-kraftwerk-niederaussem.pdf](http://www.fh-meschede.de/public/kail/exkursionenbroschuere-kraftwerk-niederaussem.pdf), 20.12.2010

- [25] *Standort Niederaussem – Das Innovationszentrum Kohle*. Firmenschrift RWE AG, [www.rwe.com/web/cms/mediablob/de/2372/data/3/rwe-power-ag/innovationszentrum-kohle/broschuere-niederaussem.pdf](http://www.rwe.com/web/cms/mediablob/de/2372/data/3/rwe-power-ag/innovationszentrum-kohle/broschuere-niederaussem.pdf), 20.12.2010
- [26] *Kraftwerk Irsching – Sauberer Strom und höchste Wirkungsgrade mit Erdgas*. Firmenschrift EON AG, [www.kraftwerk-irsching.com/pages/ekw\\_de/Kraftwerk\\_Irsching/Mediencenter/\\_documents/pdf\\_eon\\_kraftwerke\\_irsching.pdf](http://www.kraftwerk-irsching.com/pages/ekw_de/Kraftwerk_Irsching/Mediencenter/_documents/pdf_eon_kraftwerke_irsching.pdf), 20.12.2010
- [27] GROSCURTH, H; BODE, S.: *Anreize für Investitionen in konventionelle Kraftwerke – Reformbedarf im liberalisierten Strommarkt*. Arrhenius Institut für Energie und Klimapolitik, Hamburg, 2009, [www.arrhenius.de/uploads/media/arrhenius\\_DP2\\_Investitionen\\_in\\_konventionelle\\_Kraftwerke.pdf](http://www.arrhenius.de/uploads/media/arrhenius_DP2_Investitionen_in_konventionelle_Kraftwerke.pdf), 20.12.2010
- [28] HIGMANN, C; BURGT, V. D. M.: *Gasification*. Burlington, USA: Elsevier Science, 2003. ISBN 0-7506-7707-4
- [29] *Kohle, Gaserzeugung aus Kohle und Kohlenwasserstoffen*. Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie, Band 14, 4. Auflage, Verlag Weinheim, 1975, ISBN 3-527-20000-2
- [30] KRIEBEL, M.; SCHLICHTING, H.: *Gas Production – Absorption Processes*. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry Volume 15, S. 395-420; 6<sup>th</sup> Edition, Weinheim: Wiley-VCH, 2003. ISBN 3-527-30385-5
- [31] PAREKH.: *Handbook of gasifiers and gastreatment systems*, National Technical Information Service, U.S. Department of Commerce, DE83004846
- [32] SMOOT, L. DOUGLAS: *Coal Gasification*. In: Encyclopedia of Energy, Technology and the Environment, Vol. 2. New York; Chichester; Brisbane; Toronto; Singapore: John Wiley & Sons, Inc., 1995. ISBN 0-471-54458-2. S. 769-792.
- [33] JÜNTGEN, HARALD; VAN HECK, KARL HEINRICH: *Kohlevergasung. Grundlagen und technische Anwendung*. München: Verlag Karl Thiemig, 1981. ISBN 3-521-06136-1.
- [34] *GUD-Kraftwerk mit integrierter Kohlevergasung*, Siemens Firmenschrift, Siemens Energieerzeugung, 1992, Siemens AG Bereich Energieerzeugung, KWU T1 Kohlevergasung, Energieumwandlung, Erlangen, Bestell Nr A96001-U41-A238
- [35] TURNA, O.: *SASOL-LURGI FIXED BED DRY BOTTOM GASIFICATION FOR FUELS AND CHEMICALS*, 2nd International Freiberg Conference on IGCC & XtL, 08.-12.05.2007, Freiberg, [www.tu-freiberg.de/~wwwiec/conference/conf07/4.1.pdf](http://www.tu-freiberg.de/~wwwiec/conference/conf07/4.1.pdf), 20.12.2010

- [36] PICARD, L.; *Development Status of BGL-Gasification*. Interational Freiberg Conference on IGCC & XtL, 16.-18.06.2005, [www.iec.tu-freiberg.de/conference/conference\\_05/pdf/21\\_picard.pdf](http://www.iec.tu-freiberg.de/conference/conference_05/pdf/21_picard.pdf)
- [37] *Jahrbuch der Dampferzeugertechnik*. 6. Ausgabe ISBN 3-8027-2517-4, Vulkan-Verlag GmbH Essen, 1989
- [38] RENZENBRINK, W.; WISCHNEWSKI, R.; ENGELHARD, J.; MITTELSTÄDT, A.: *High Temperature Winkler (HTW) Coal Gasification – A Fully Developed Process for Methanol and Electricity Production*. In: Gasification Technologies Conference Papers, San Francisco, USA: 04.-07.10.1998
- [39] BUCKO, Z.; ENGELHARD, J.; WOLFF, J.; VIERRATH, H.: *400 MWe IGCC Power Plant with HTW Gasification in the Czech Republic*. In: Gasification Technologies Conference, San Francisco, 17-20 Oktober 1999
- [40] *Großanlagenstudie KoBra 97*, Rheinbraun AG, Oktober 1997
- [41] KOHL, A.; NIELSEN, R.B.: *Gas Purification*. 5. Aufl. Houston: Gulf Publ. Co 1997. ISBN 0-88415-220-0
- [42] GÖTTLICHER, G.: *Energetik der Kohlendioxidrückhaltung in Kraftwerken*. Fortschritt-Berichte VDI Reihe 6 Nr. 421, Düsseldorf: VDI-Verlag, 1999. ISBN 3-18-342106-2
- [43] OGRISECK, S., RIEGER, M.; WOLF, K.-J.; RENZENBRINK, W.; RAINER, H.; FOLKE, C.; KORBOV, D.: *Bericht zu den Lessons-learned der IGCC-Anlagen Wabash River und Tampa*, in Schlussbericht „Verbundvorhaben COORIVA: Baubarkeitsuntersuchung für ein IGCC-Referenzkraftwerk ab 2015 für Braun- und Steinkohle mit CO<sub>2</sub>-Rückhaltung, Förderkennzeichen 0327700, Technische Informationsbibliothek - Universität Hannover, [www.tib.uni-hannover.de](http://www.tib.uni-hannover.de)
- [44] KUSKE, E., HANNEMANN, F., GÜNSTER, W., METZ, T., KOSS, U., JENSEN, S., OGRISECK, S., RIEGER, M., WOLF, K.-J., RENZENBRINK, W.; KARKOWSKI, G., RAINER, H., FOLKE, C., KORBOV, D.: *Bericht Lessons Learned*. in Schlussbericht „Verbundvorhaben COORIVA: Baubarkeitsuntersuchung für ein IGCC-Referenzkraftwerk ab 2015 für Braun- und Steinkohle mit CO<sub>2</sub>-Rückhaltung, Förderkennzeichen 0327700, Technische Informationsbibliothek - Universität Hannover, [www.tib.uni-hannover.de](http://www.tib.uni-hannover.de)
- [45] KLOSTER, R.: *Thermodynamische Analyse und Optimierung von Gas-/Dampfturbinen-Kombi-Kraftwerken mit integrierter Kohlevergasung*. Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 6, Nr. 409. Düsseldorf: VDI Verl., 1999

- [46] EUROPEAN COMMISSION: *Improvement of Integrated Gasification Combined Cycles starting from the State of the Art, Development of improved solid Fuel Gasification Systems for Cost Effective Power Generation with low environmental Impact*. Vol. 3, Joule III Programme Clean Coal Technology R&D, European Commission DG SRD, Brüssel: 2000. ISBN 3-00-004658-5
- [47] FRANK, P.: *Sulphur Tolerant Shift Catalyst - Dealing with the Bottom of the Barrel Problem*. Firmenschrift Syntex, Johnson Matthey Group, 2003
- [48] Süd Chemie, *Technical Service Manual High Temperature Shift*, persönliche Mitteilung Dr. Polier
- [49] OGRISECK, K.: *Untersuchung von IGCC-Kraftwerkskonzepten mit Polygeneration und CO<sub>2</sub>-Abtrennung*. Dissertation TU Freiberg
- [50] *LK Series Leading Edge Performance LTS Catalysts*. Informationsschrift 12/00-2, Haldor Topsoe A/B
- [51] *SK-201-2 High Quality HTS Catalyst*. Informationsschrift 08/01-2m Haldor Topsoe A/B
- [52] *Syntex Low Temperature Shift Catalysts*, Firmenschrift Syntex, Johnson Matthey Group 2003
- [53] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA): *Potential for Improvement in Gasification Combined Cycle Power Generation with CO<sub>2</sub> capture*. Greenhouse Gas R&D Programme. March/May 2003. Report PH4/19
- [54] CHEVRON TEXACO WORLDWIDE POWER & GASIFICATION; THE JACOBS CONSULTANCY; GENERAL ELECTRIC: *A Single IGCC Design for Variable CO<sub>2</sub> Capture*. Fifth European Gasification Conference April 2002
- [55] U.S. DEPARTMENT OF ENERGY/ NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY (NETL): *Gasification Plant Cost and Performance Optimization, Task 1: Topical Report: IGCC Plant Cost Optimization*. May 2002, rev. August 2003. Contract No. DE-AC26-99FT40342
- [56] U.S. DEPARTMENT OF ENERGY; OFFICE OF FOSSIL ENERGY; U.S. DEPARTMENT OF ENERGY/NETL: *Evaluation of Innovative Fossil Fuel Power Plants with CO<sub>2</sub> Removal*. Pittsburgh: 2000. Report 1000316
- [57] RODE, H.: *Entwicklungslinie der Braunkohlekraftwerkstechnik*. Dissertation Universität Duisburg-Essen, 2004
- [58] EWERS, J.; KLUTZ, H.-J.; RENZENBRINK, W.; SCHEFFKNECHT, G.: *Die Entwicklung der Vortrocknung und der BoA-Plus-Technik*. VGB-Konferenz „Kraftwerke im Wettbewerb – Technik, Betrieb, Umwelt“, Köln: 19.-20.03.2003

- [59] KLUTZ, H.-J.; EWERS, J.: *Entwicklung der WTA-Feinkorn Trocknung*. In: Entwicklungslinien der Energie- und Kraftwerkstechnik (Essen, 22./23. September 1999). Düsseldorf: VDI Verl., 1999. (VDI-Berichte: 1495), S. 259-271
- [60] SCHWENDIG, F.: *Braunkohletrocknung, ein Grundbaustein für CO<sub>2</sub>-arme Kraftwerkstechnik*. Nürnberg: Konventionelle Kraftwerke – Technikrends und zukünftige Entwicklungen, 10/2005
- [61] KLUTZ, H.-J.; KLÖCKER, K.J.; LAMBERTZ, J.: *Die Rheinbraun-WTA-Trocknungstechnik – Entwicklung und erste Betriebsergebnisse der WTA-Demonstrationsanlage*. In: Braunkohle 1994, Nr.6, S. 4-11
- [62] BUSCHSIEWEKE, F.: ENCAP SP2; *Pre combustion capture technologies for different fuels*. DeCarbit-CESAR CCS Workshop, 10-11.02.2009, Oslo, [www.ccs-conference.com/programme/oxyfuel-and%20precombustion/4\\_Buschsieweke.pdf](http://www.ccs-conference.com/programme/oxyfuel-and%20precombustion/4_Buschsieweke.pdf), 20.12.2010
- [63] INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA): *CO<sub>2</sub> Capture in Low Rank Coal Power Plants*. January 2006
- [64] *Schlussbericht „Verbundvorhaben COORIVA: Baubarkeitsuntersuchung für ein IGCC-Referenzkraftwerk ab 2015 für Braun- und Steinkohle mit CO<sub>2</sub>-Rückhaltung*, Förderkennzeichen 0327700, Technische Informationsbibliothek - Universität Hannover, [www.tib.uni-hannover.de](http://www.tib.uni-hannover.de)
- [65] HEMMIG, W.: *Verfahrenstechnik*. 8. überarbeitete Auflage, Kamprath-Reihe, Vogel-Fachbuch, Würzburg 1999, ISBN 3-8023-1774-2
- [66] HAUSER, S.: *Modellierung von Verfahren zur Konvertierung von Kohlenmonoxid in IGCC-Kraftwerke mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung*, Diplomarbeit TU-Freiberg, Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, 2007
- [67] WEIß, S. (Hrsg): *Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden. Bd. 2 Thermisches Trennen: Ausrüstungen und ihre Berechnung*. Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 2. Auflage 1996, ISBN 3-342-00680-3
- [68] Moulijn, J. A., Makke, M., van Diepen, A.: *Chemical Process Technology*, John Wiley & Sons Ltd, UK, ISBN 0-471-63009-8
- [69] RIEGER, M.: *UNTERSUCHUNGEN ZUM BETRIEBSVERHALTEN STATIONÄRER GASTURBINEN MITTELS EINES GENERISCHEN BERECHNUNGSMODELLS*. In: *Schlussbericht „Verbundvorhaben COORIVA: Baubarkeitsuntersuchung für ein IGCC-Referenzkraftwerk ab 2015 für Braun- und Steinkohle mit CO<sub>2</sub>-Rückhaltung*, Förderkennzeichen 0327700, Technische Informationsbibliothek - Universität Hannover, [www.tib.uni-hannover.de](http://www.tib.uni-hannover.de)

- [70] RIEGER, M., PARDEMANN, R., RAUCHFUß, H., MEYER, B.: *Carbon Capture and Storage Power Plants – Effects of ASU Integration on IGCC Performance and Gas Turbine Operation*. In VGB Power Tech International Journal for Electricity and Heat Generation, Vol. 88/2008, ISSN 1435-3199
- [71] TAKEMATSU, TOSHI'ICHI; Maude, Chris: *Coal gasification for IGCC power generation*. London: IEA Coal research, 1991. ISBN 92-9029-190-7
- [72] Ed. by ATIMTAY, AYSEL T.; HARRISON, DOUGLAS P.: *Desulfurization of hot coal gas*. Berlin; Heidelberg; Milan; Paris; Singapore; Tokyo: Springer, 1998. – ISBN 3-540-64726-0
- [73] Siemens AG: *Proven Power Generation Solutions for Integrated Gasification Combined Cycles*. Erlangen, 2000. - Firmenschrift
- [74] *Report from Vresova: 12 years of operating experience with the world's largest coal-fuelled IGCC*. In: Modern Power Systems, Oktober 2008
- [75] KARG, J.: *IGCC power plants with and without CCS – market requirements and developments*. 9<sup>th</sup> European Gasification Conference, 23-25 March 2009, Düsseldorf
- [76] JAEGER, H.: *Japan 250 MWcal based IGCC demo plant set for 2007 start-up*. In: Gas Turbine World, May-June 2005
- [77] Gasification World Data Base 2007,  
[www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/database2007\\_web.pdf](http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/database2007_web.pdf),  
20.12.2010
- [78] BAUERSFELD, D.: *Untersuchungen zur Trockenentschwefelung von Brenngasen durch Partialoxidation von H<sub>2</sub>S an Herdofenkoks*, Dissertation TU Freiberg, Institut für Energieverfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, 2007
- [79] FANTOM, IAN R.; CAHILL, PHILLIP; SAGE, PETER W.: *Hot Gas Cleaning – An Overview*. In: Ed. by Atimtay, Aysel T.; Harrison, Douglas P.: *Desulfurization of hot coal gas*. Berlin; Heidelberg; Milan; Paris; Singapore; Tokyo: Springer, 1998, S. 103-116 *We closed the loop*. Firmenschrift SVZ, 2003
- [80] BUDGE, G.: *Hatfield 900 MW IGCC Power Station with CCS*. 9<sup>th</sup> European Gasification Conference, 23-25 March 2009, Düsseldorf
- [81] WOLF, K.-J.: *450 MW IGCC CCS project – update of current activities*, 9<sup>th</sup> European Gasification Conference, 23-25 March 2009, Düsseldorf
- [82] [www.globalenergyobservatory.org/form.php?id=40212](http://www.globalenergyobservatory.org/form.php?id=40212), 20.12.2010
- [83] VAN DER BURGT, M.: *Another new dawn for IGCC?*. In: Modern Power Systems, Vol. 23, Issue 11, November 2003

- [84] RADDINGS, T.: *Syngas Use – Addressing Today’s Fuel Challenge*. In: IChemE Gasification Workshop 2009
- [85] MATTON, R.: *The UOP Selexol Process Meeting the Challenges for CO<sub>2</sub> Capture Ready IGCC Power Generation*. In: 9<sup>th</sup> European Gasification Conference, 23-25 March 2009,
- [86] RADTKE, K.: *PRENFLO PSG and PDQ – Latest Developments based on over a Decade Operating Experience in Puertollano*. 9<sup>th</sup> European Gasification Conference, 23-25 March 2009, Düsseldorf
- [87] KLEIN, A.: *TECO, Nuon Cancellations Underscore IGCC’s Woes*. Clean Power Generation Advisory, 5. Oktober 2007, [www.legalctric.org/f/2007/10/igcc-cancellations-eer-oct5-2007.pdf](http://www.legalctric.org/f/2007/10/igcc-cancellations-eer-oct5-2007.pdf), 20.12.2010
- [88] TENNYSON, R., SCHAAF, R.P.: *Guideliness can help choose porper process for gas treting plants*. Oil and Gas Journal, Januar 1977
- [89] [www.nuon.com/images/newsletter%203%20nuon%20magnum%20uk\\_tcm185-68332.pdf](http://www.nuon.com/images/newsletter%203%20nuon%20magnum%20uk_tcm185-68332.pdf), 20.12.2010
- [90] *First CO<sub>2</sub> captured in the pilot plant of ELCOGAS Puertollano IGCC Powerplant*, [www.zeroemissionplatform.eu](http://www.zeroemissionplatform.eu), 20.12.2010
- [91] WATANABE, T.: *Japanese Air Blown IGCC Project Progress*, Clean Coal Power R&D – IGCC Outlook China 2010, 15.04.2010, 20100415\_JAB\_IGCC\_PP.pdf
- [92] FISCHER, H.: *Schwefel*. Ullmann’s Encyklopädie der technischen Chemie, 4. Auflage, Band 21, S. 1-32; Weinheim: Verlag Chemie, 1983, ISBN 3-527-200002
- [93] *Potential for Improvement in Gasification Combined Cycle Power Generation with CO<sub>2</sub> Capture*. Final Report 2003 - IEA Greenhouse Gas R&D Program, Report PH4/19, May 2003

## **Anhang**

### **A Wärmeschaltbilder**

EBSILON-Wärmeschaltbilder der Berechnungsfälle

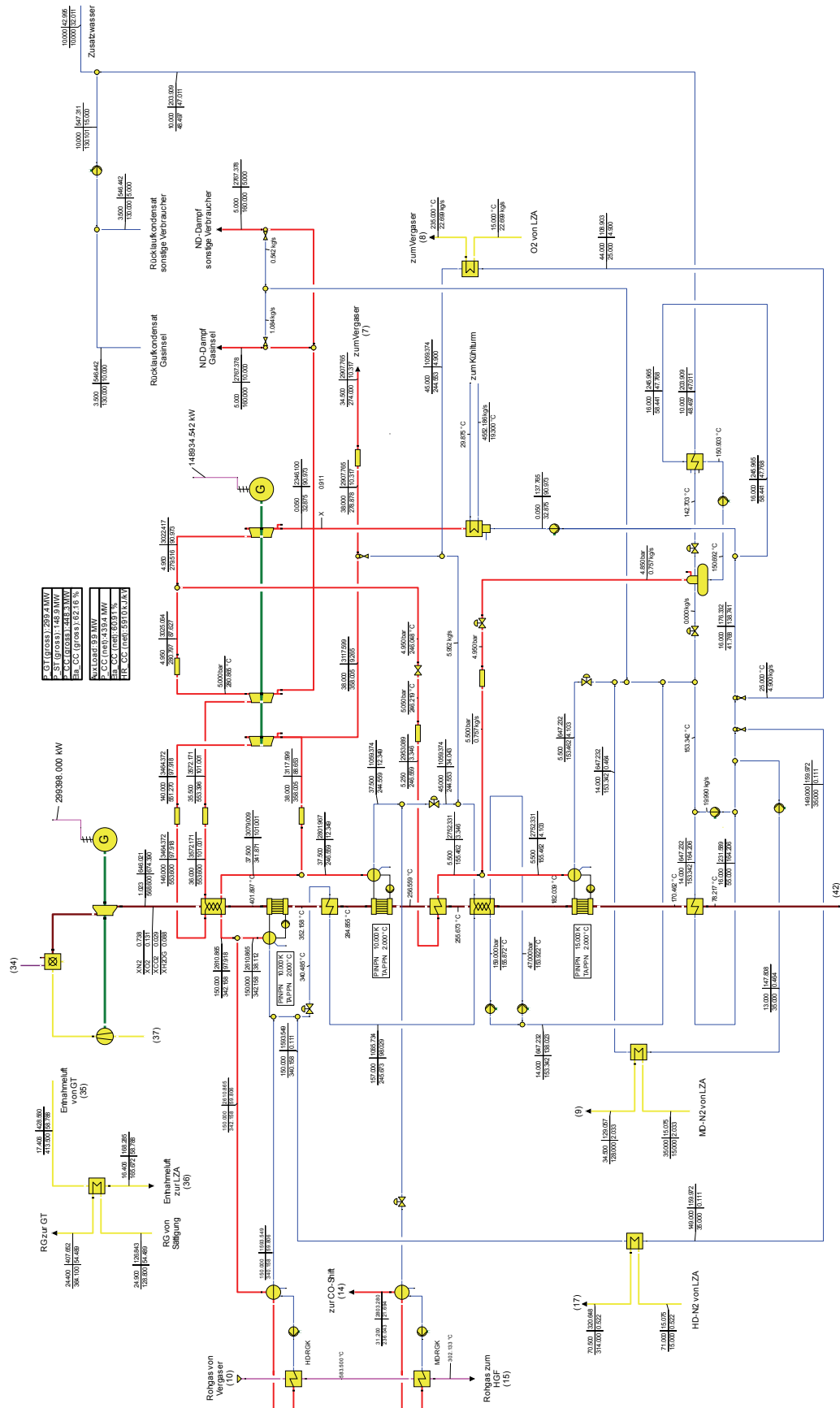
### **B Stoffstromlisten**

- B-1 Stoffstromliste Berechnungsfall BKF1
- B-2 Stoffstromliste Berechnungsfall BKF2
- B-3 Stoffstromliste Berechnungsfall BKF3
- B-4 Stoffstromliste Berechnungsfall BKF4
- B-5 Stoffstromliste Berechnungsfall SKF1
- B-6 Stoffstromliste Berechnungsfall SKF2
- B-7 Stoffstromliste Berechnungsfall SKF3
- B-8 Stoffstromliste Berechnungsfall SKF4

### **C Wirtschaftlichkeitsbetrachtung**

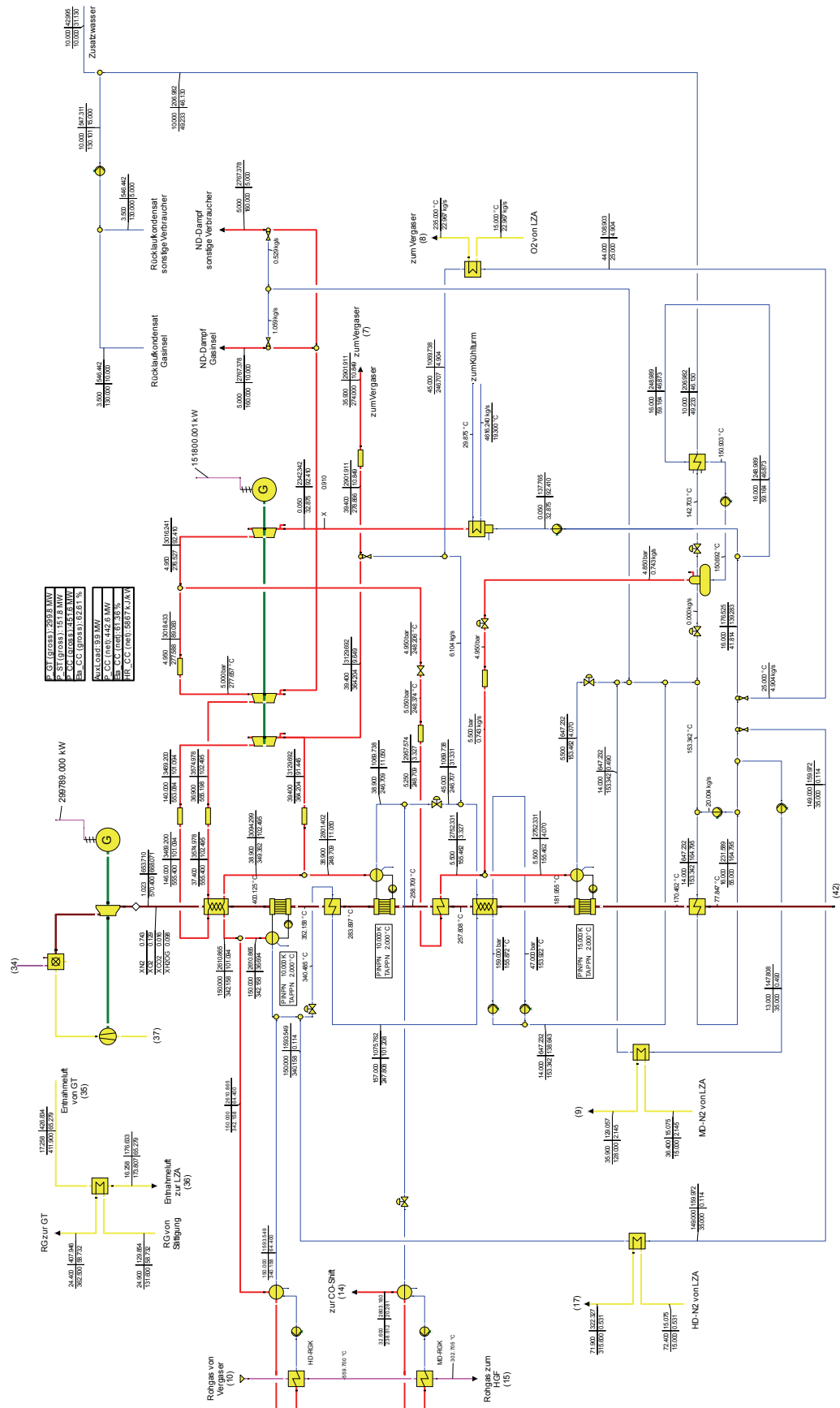
- C-1 Eingangsdaten der Investitionskostenabschätzung
- C-2 Eingangsdaten zur Berechnung der Stromgestehungskosten
- C-3 Berechnung der Stromgestehungskosten - Braunkohlekonzepte
- C-4 Berechnung der Stromgestehungskosten - Steinkohlekonzepte
- C-5 Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse





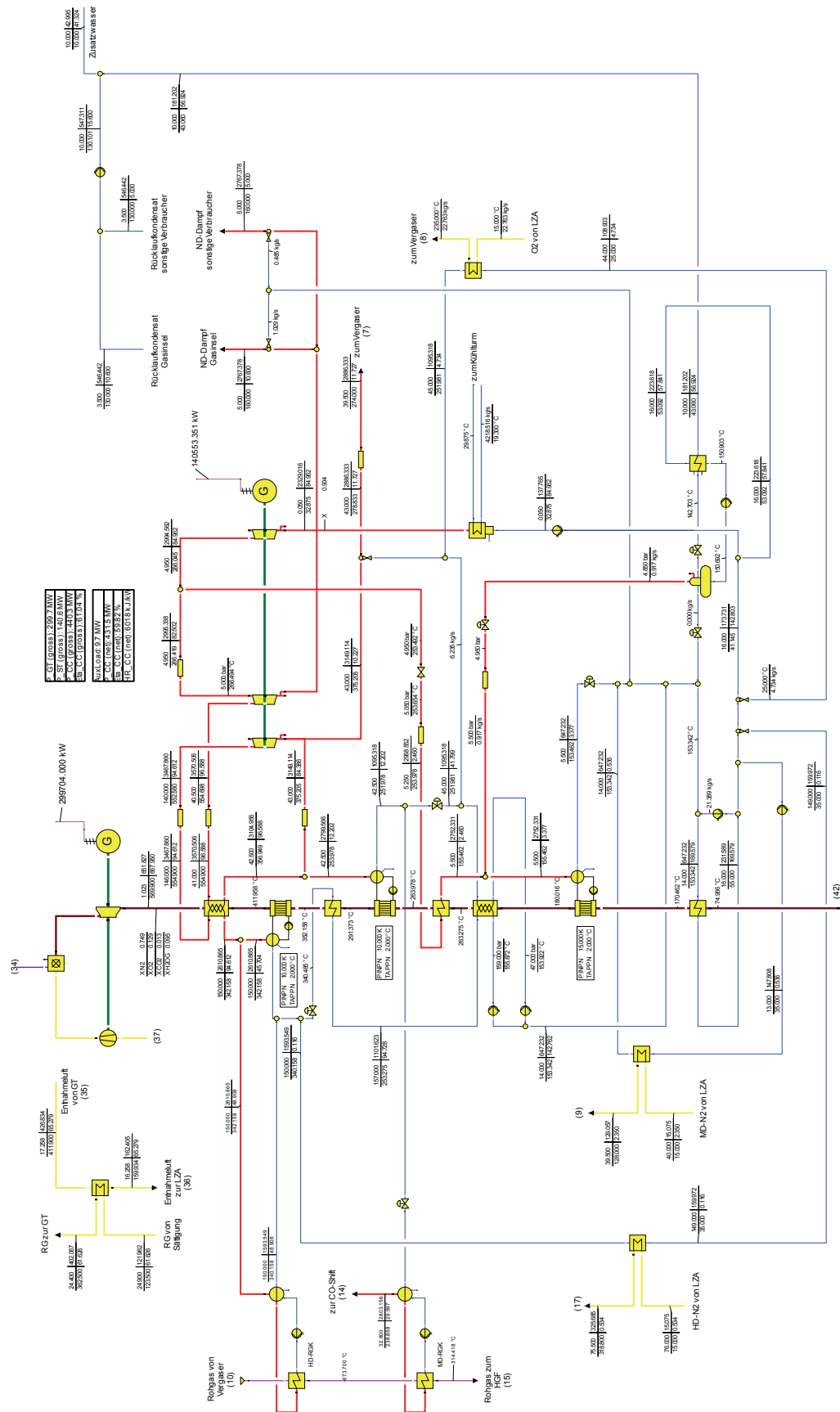
IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
BKF1, einstufige Rohgas-Shift

Abbildung A-1 Berechnungsfall BKF1 - Wärmeschaltbild



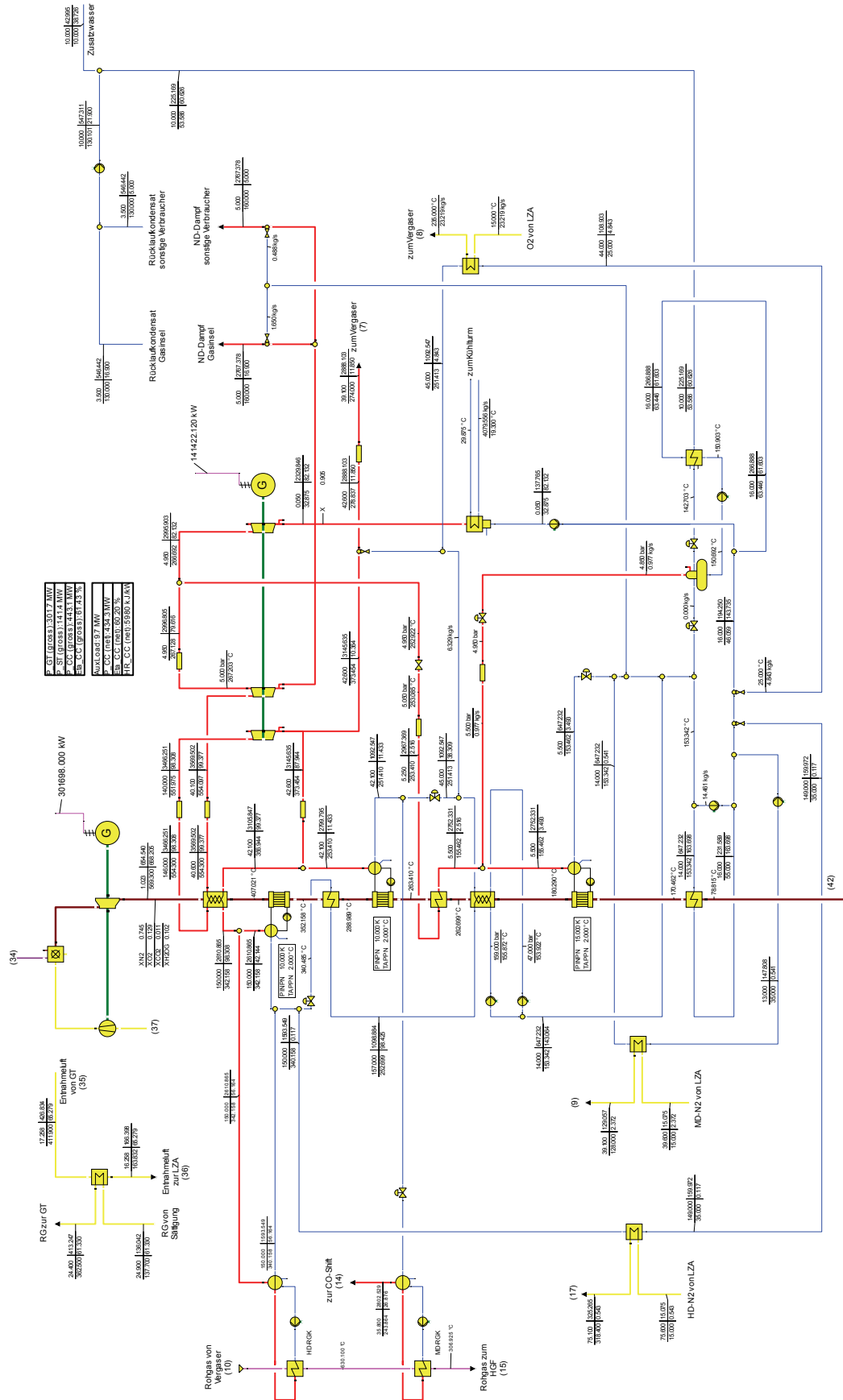
IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
BKF2, zweistufige Rohgas-Shift

Abbildung A-2 Berechnungsfall BKF2 - Wärmeschaltbild



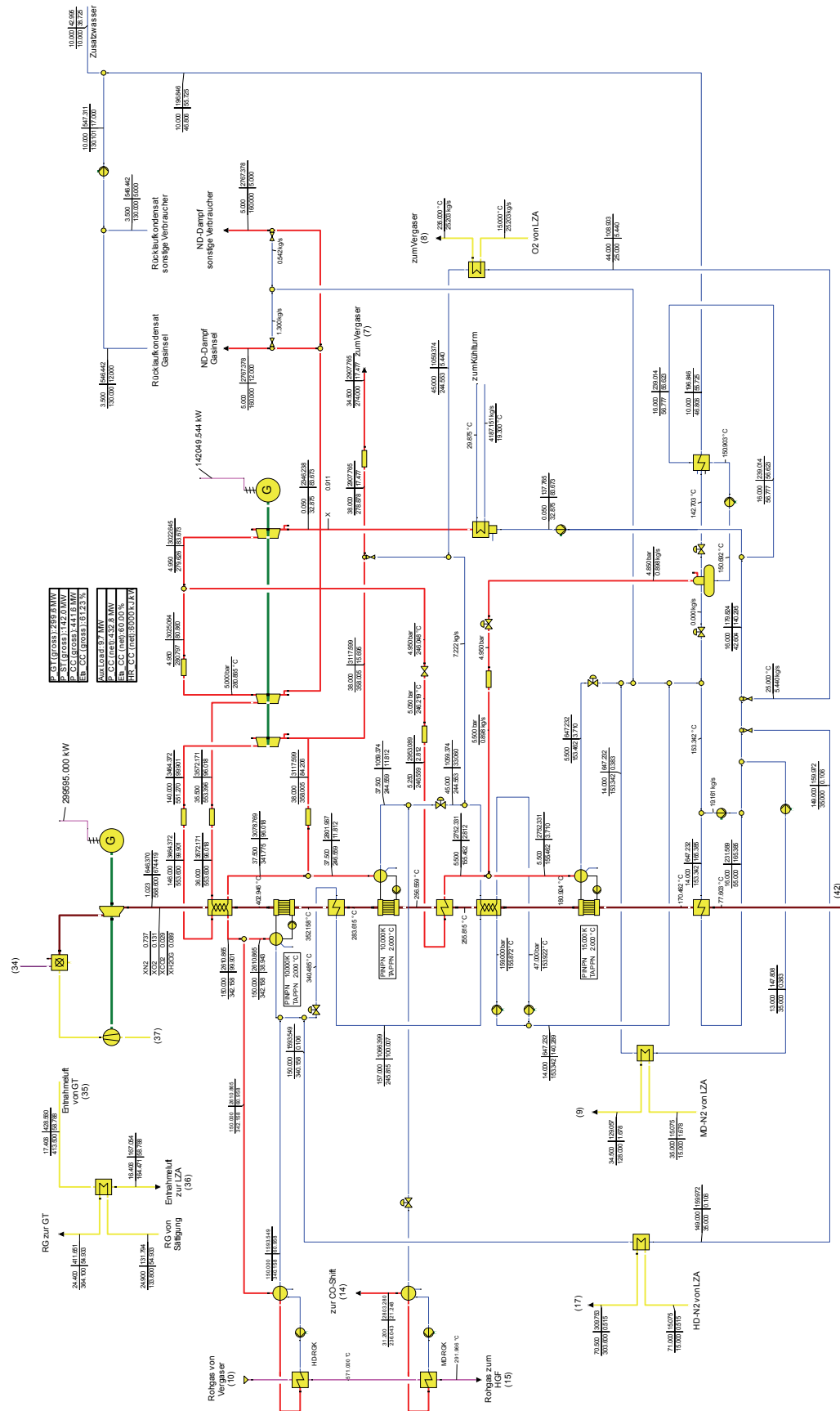
IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
BKF3, dreistufige Reingas-Shift

Abbildung A-3 Berechnungsfall BKF3 - Wärmeschaltbild



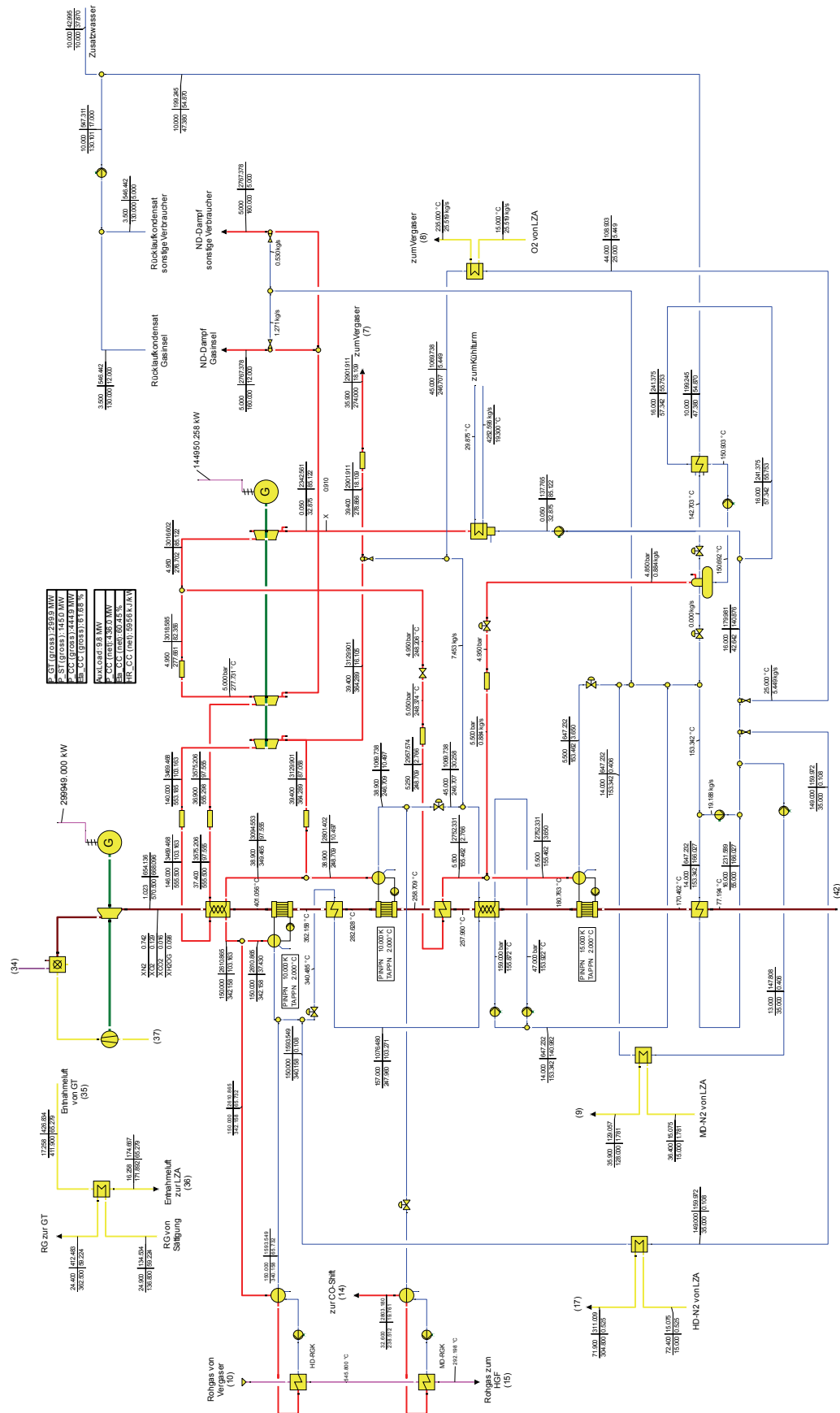
**IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
BKF4, dreistufige kombinierte Rohgas-Reingas-Shift**

**Abbildung A-4 Berechnungsfall BKF4 - Wärmeschaltbild**



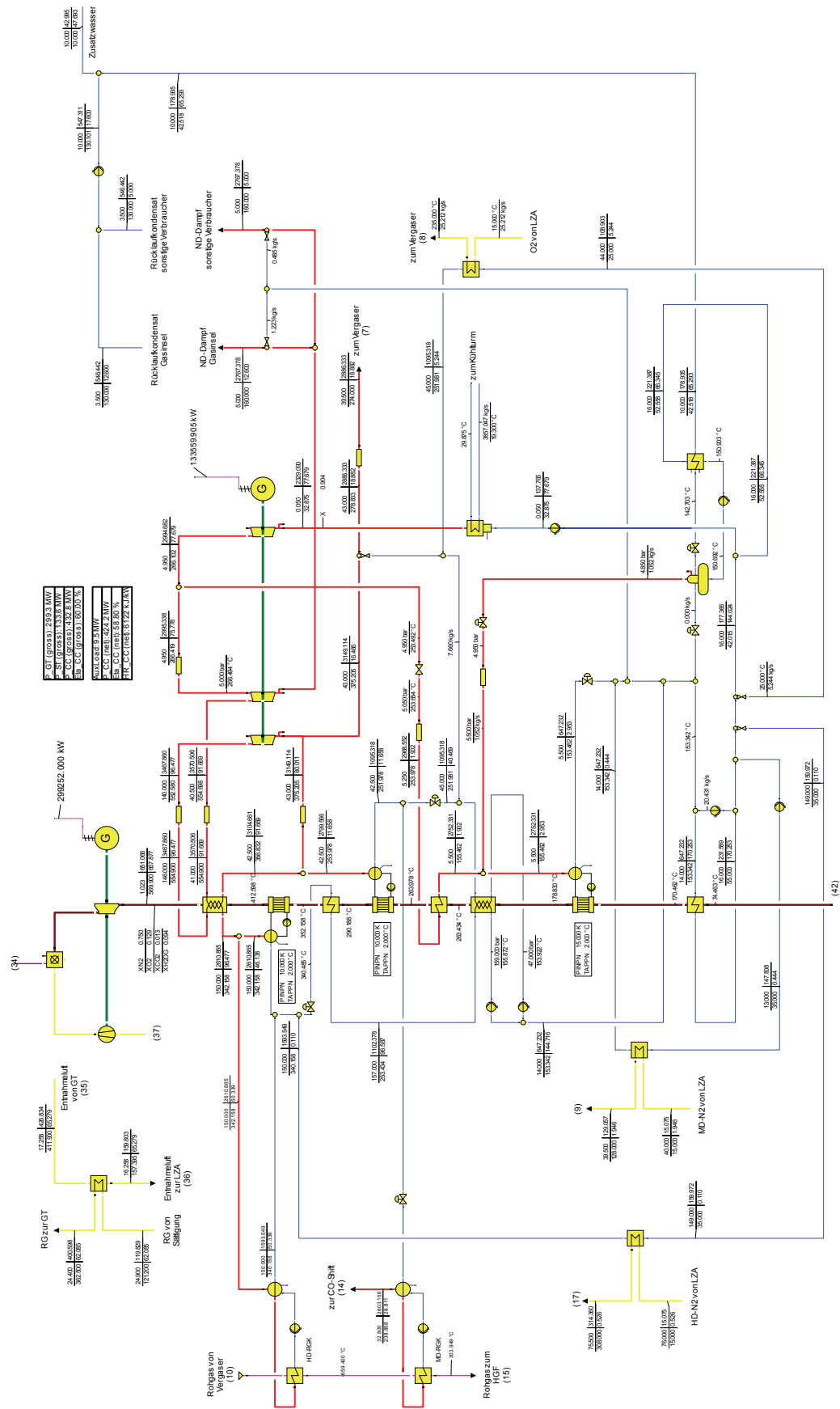
IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
SKF1, einstufige Rohgas-Shift

Abbildung A-5 Berechnungsfall SKF1 - Wärmeschaltbild



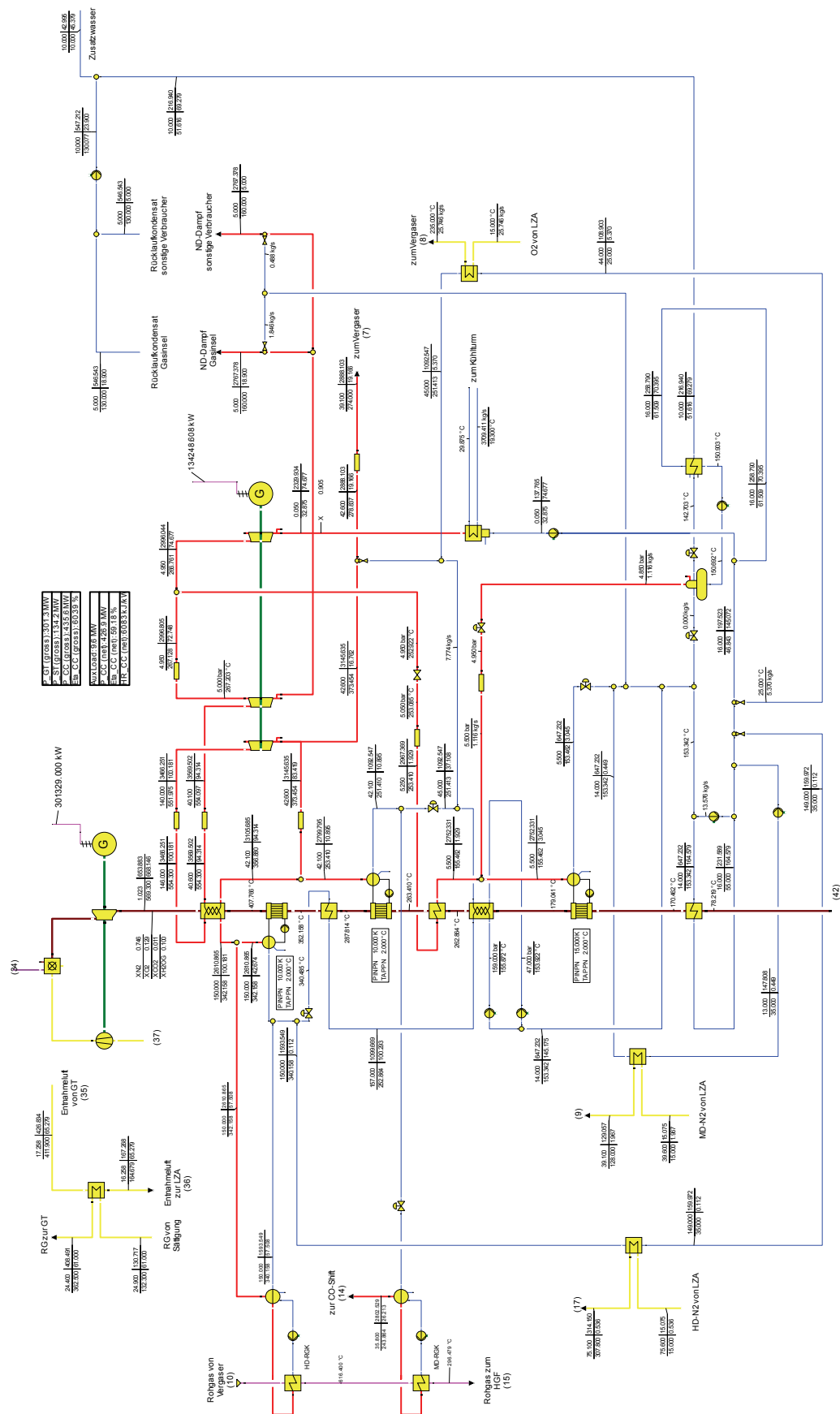
IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
SKF2, zweistufige Rohgas-Shift

Abbildung A-6 Berechnungsfall SKF2 - Wärmeschaltbild



IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
SKF3, dreistufige Reingas-Shift

Abbildung A-7 Berechnungsfall SKF3 - Wärmeschaltbild



IGCC-Konzept für Wirbelschichtvergaser mit Schlackebad  
SKF4, dreistufige kombinierte Rohgas-Reingas-Shift

Abbildung A-8 Berechnungsfall SKF4 - Wärmeschaltbild



Strom	1	2	3	4	5	6	7	8
Massenstrom [kg/s]	92,32	44,59	47,74	0,33	0,01	4,62	10,32	22,70
Volumenstrom [m³/s]		0,04		0,01	0,00		0,67	0,87
Temperatur [°C]	15,0	25,0	56,5	15,0	15,0	25,0	543,5	235,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	31,5	34,5	34,5	1,0	34,5	34,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0141
C	2,1000	0,0000	2,1000	0,0000	0,0000	0,0079	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,9158	0,0000	0,9160	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	2,7900	2,4750	0,3180	0,0001	0,0000	0,0000	0,5727	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0132	0,0000	0,0132	0,0089	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,2971	0,0000	0,2971	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,6918
S	0,0173	0,0000	0,0173	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	6,1314	2,4750	3,6617	0,0115	0,0009	0,0079	0,5727	0,7059
Heizwert [MJ/kg]	9,012		19,708		50,030			
nC [kmol/s]	2,098	0,000	2,100	0,000	0,001	0,008	0,000	0,000

Strom	9	10	11	12	13	14	15	16
Massenstrom [kg/s]	2,03	81,03	59,40	21,69	59,40	21,69	81,03	2,52
Volumenstrom [m³/s]	0,07	12,60	0,10	0,03	0,62	1,39	5,81	
Temperatur [°C]	127,7	1000,0	340,2	234,1	342,3	236,2	294,0	60,0
Druck [bar(a)]	34,5	31,5	159,0	33,2	150,0	31,2	30,5	31,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0142	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0142	0,0000
C	0,0000	0,0840	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0840
C6H6	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000
CH4	0,0000	0,1329	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1329	0,0000
CO	0,0000	1,4722	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4722	0,0000
CO2	0,0000	0,4711	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,4711	0,0000
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000
H2	0,0000	1,0599	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0599	0,0000
H2O	0,0000	0,4581	3,2970	1,2040	3,2970	1,2040	0,4581	0,0000
H2S	0,0000	0,0166	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0166	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0726	0,0943	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0943	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0726	3,8071	3,2970	1,2040	3,2970	1,2040	3,7231	0,0840
Heizwert [MJ/kg]		10,158					10,158	
nC [kmol/s]	0,000	2,174	0,000	0,000	0,000	0,000	2,090	0,084

Strom	17	18	19	20	21	22	23	24
Massenstrom [kg/s]	0,52	79,03	12,30	0,03	4,61	86,74	0,00	16,10
Volumenstrom [m³/s]	0,01	5,86	0,01	0,00	0,01	4,90	0,00	0,02
Temperatur [°C]	314,0	294,1	145,0	145,0	161,6	160,6	15,0	44,8
Druck [bar(a)]	70,5	30,4	30,3	30,3	30,3	30,3	35,0	27,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0142	0,0000	0,0000	0,0000	0,0142	0,0000	0,0001
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1329	0,0000	0,0000	0,0000	0,1329	0,0000	0,0000
CO	0,0000	1,4700	0,0000	0,0000	0,0000	1,4722	0,0000	0,0001
CO2	0,0000	0,4711	0,0000	0,0000	0,0000	0,4710	0,0000	0,0011
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
H2	0,0000	1,0600	0,0000	0,0000	0,0000	1,0599	0,0000	0,0001
H2O	0,0000	0,4581	0,6827	0,0008	0,2546	0,8870	0,0001	0,8876
H2S	0,0000	0,0166	0,0000	0,0000	0,0000	0,0165	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0186	0,1130	0,0000	0,0000	0,0000	0,1129	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0186	3,7397	0,6827	0,0016	0,2554	4,1701	0,0001	0,8902
Heizwert [MJ/kg]		10,091				9,194		
nC [kmol/s]	0,000	2,088	0,000	0,000	0,000	2,090	0,000	0,002

Strom	25	26	27	28	29	30	31	32
Massenstrom [kg/s]	92,33	1,99	45,25	25,34	70,59	19,36	12,89	0,00
Volumenstrom [m³/s]	4,12	0,04	8,66	13,15	0,12	2,80	0,01	0,00
Temperatur [°C]	30,0	30,0	5,0	3,1	31,0	30,0	15,0	15,0
Druck [bar(a)]	27,0	27,0	2,7	1,0	109,5	25,5	32,5	30,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0141	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0141	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1329	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1320	0,0000	0,0000
CO	0,2782	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2780	0,0000	0,0000
CO2	1,6600	0,0320	1,0281	0,5758	1,6000	0,0280	0,0000	0,0000
COS	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,2537	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,2300	0,0000	0,0000
H2O	0,0086	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,7160	0,0000
H2S	0,0171	0,0171	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1129	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1129	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	4,4798	0,0492	1,0281	0,5758	1,6000	2,7950	0,7160	0,0000
Heizwert [MJ/kg]	8,101	5,318				37,390		
nC [kmol/s]	2,084	0,032	1,028	0,576	1,600	0,438	0,000	0,000

Strom	33	34	35	36	37	38	39	40
Massenstrom [kg/s]	2,19	80,38	58,79	58,79	43,96	50,33	15,00	15,00
Volumenstrom [m³/s]	0,00	8,88	6,73	4,53	36,26	2,17	5,76	0,02
Temperatur [°C]	108,8	219,5	413,5	165,7	15,0	90,0	160,0	130,0
Druck [bar(a)]	24,1	24,1	17,4	16,4	1,0	25,0	5,0	3,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0141	0,0187	0,0187	0,0140	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1320	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,2782	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0280	0,0006	0,0006	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	2,2300	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1217	0,5935	0,0206	0,0206	0,0154	0,0000	0,8326	0,8326
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	1,8700	1,5700	1,5700	1,1778	1,7557	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0358	0,4230	0,4230	0,3160	0,0358	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,1217	5,1816	2,0329	2,0329	1,5237	1,7915	0,8326	0,8326
Heizwert [MJ/kg]		9,001						
nC [kmol/s]	0,000	0,438	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000

Strom	41	42	51
Massenstrom [kg/s]	652,79	674,39	0,53
Volumenstrom [m³/s]	538,49	704,14	
Temperatur [°C]	15,0	78,2	25,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	1,0
Stoffstrom [kmol/s]			
Ar	0,2080	0,2035	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0068	0,4440	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,2285	3,2941	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000
N2	17,5000	17,7642	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000
O2	4,6923	2,7700	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0166
Summe	22,6356	24,5124	0,0166
Heizwert [MJ/kg]			
nC [kmol/s]	0,007	0,444	0,000

Strom	1	2	3	4	5	6	7	8
Massenstrom [kg/s]	93,63	43,91	48,41	0,34	0,01	4,68	10,85	22,98
Volumenstrom [m³/s]		0,04		0,01	0,00		0,68	0,85
Temperatur [°C]	15,0	25,0	56,5	15,0	15,0	60,0	274,1	235,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	32,9	35,9	35,9	1,0	35,9	35,9
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0143
C	2,1300	0,0000	2,1300	0,0000	0,0000	0,0080	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,9290	0,0000	0,9290	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	2,7599	2,4374	0,3225	0,0001	0,0000	0,0000	0,6022	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0134	0,0000	0,0134	0,0090	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,3013	0,0000	0,3013	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,7002
S	0,0175	0,0000	0,0175	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	6,1512	2,4374	3,7138	0,0116	0,0009	0,0080	0,6022	0,7145
Heizwert [MJ/kg]	9,012		19,708		50,030			
nC [kmol/s]	2,130	0,000	2,130	0,000	0,001	0,008	0,000	0,000

Strom	9	10	11	12	13	14	15	16
Massenstrom [kg/s]	2,15	82,60	63,98	20,28	63,98	20,28	82,60	2,56
Volumenstrom [m³/s]	0,07	12,29	0,10	0,02	0,66	1,24	5,67	
Temperatur [°C]	127,7	1000,0	340,2	236,5	342,3	238,6	295,6	60,0
Druck [bar(a)]	35,9	32,9	159,0	34,6	150,0	32,6	31,9	32,9
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0144	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0144	0,0000
C	0,0000	0,0849	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0849
C6H6	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000
CH4	0,0000	0,1398	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1398	0,0000
CO	0,0000	1,4786	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4786	0,0000
CO2	0,0000	0,4877	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,4877	0,0000
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000
H2	0,0000	1,0730	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0730	0,0000
H2O	0,0000	0,4780	3,5500	1,1258	3,5517	1,1258	0,4780	0,0000
H2S	0,0000	0,0168	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0168	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0766	0,0986	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0986	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0766	3,8757	3,5500	1,1258	3,5517	1,1258	3,7908	0,0849
Heizwert [MJ/kg]		10,097					10,097	
nC [kmol/s]	0,000	2,206	0,000	0,000	0,000	0,000	2,121	0,085

Strom	17	18	19	20	21	22	23	24
Massenstrom [kg/s]	0,53	80,58	12,48	0,03	4,68	88,40	0,00	11,23
Volumenstrom [m³/s]	0,01	5,72	0,01	0,00	0,01	4,78	0,00	0,01
Temperatur [°C]	315,6	295,7	145,0	145,0	163,8	162,8	15,0	47,9
Druck [bar(a)]	71,9	31,8	31,7	31,7	31,7	31,7	35,0	27,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0144	0,0000	0,0000	0,0000	0,0144	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1398	0,0000	0,0000	0,0000	0,1400	0,0000	0,0000
CO	0,0000	1,4786	0,0000	0,0000	0,0000	1,4800	0,0000	0,0001
CO2	0,0000	0,4877	0,0000	0,0000	0,0001	0,4875	0,0000	0,0003
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
H2	0,0000	1,0730	0,0000	0,0000	0,0000	1,0700	0,0000	0,0001
H2O	0,0000	0,4780	0,6930	0,0008	0,2582	0,9131	0,0001	0,6190
H2S	0,0000	0,0168	0,0000	0,0000	0,0000	0,0168	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0190	0,1175	0,0000	0,0000	0,0000	0,1175	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0190	3,8097	0,6930	0,0016	0,2591	4,2429	0,0001	0,6209
Heizwert [MJ/kg]		10,030				9,142		
nC [kmol/s]	0,000	2,121	0,000	0,000	0,000	2,122	0,000	0,001

Strom	25	26	27	28	29	30	31	32
Massenstrom [kg/s]	97,41	2,03	51,72	28,97	80,68	14,29	14,53	0,00
Volumenstrom [m³/s]	4,35	0,04	9,90	15,03	0,14	2,83	0,01	0,00
Temperatur [°C]	30,0	30,0	5,0	3,1	33,0	30,0	15,0	15,0
Druck [bar(a)]	27,0	27,0	2,7	1,0	109,5	25,5	32,5	30,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0143	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0143	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1400	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1380	0,0000	0,0000
CO	0,0715	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0715	0,0000	0,0000
CO2	1,8900	0,0326	1,1800	0,6580	1,8333	0,0283	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,4800	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,4600	0,0000	0,0000
H2O	0,0090	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8067	0,0000
H2S	0,0175	0,0174	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1180	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1180	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	4,7426	0,0500	1,1800	0,6580	1,8333	2,8301	0,8067	0,0000
Heizwert [MJ/kg]	7,699	5,302				50,753		
nC [kmol/s]	2,115	0,033	1,180	0,658	1,833	0,238	0,000	0,000

<b>Strom</b>	<b>33</b>	<b>34</b>	<b>35</b>	<b>36</b>	<b>37</b>	<b>38</b>	<b>39</b>	<b>40</b>
Massenstrom [kg/s]	2,18	80,50	65,28	65,28	38,72	53,86	15,00	15,00
Volumenstrom [m³/s]	0,00	9,40	7,52	5,17	31,94	2,32	5,76	0,02
Temperatur [°C]	110,6	224,7	411,9	173,8	15,0	90,0	160,0	130,0
Druck [bar(a)]	24,1	24,1	17,3	16,3	1,0	25,0	5,0	3,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0143	0,0208	0,0208	0,0123	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1384	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0715	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0283	0,0007	0,0007	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	2,4530	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1207	0,6862	0,0229	0,0229	0,0136	0,0000	0,8326	0,8326
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	1,9964	1,7489	1,7489	1,0373	1,8789	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0383	0,4692	0,4692	0,2783	0,0383	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,1207	5,4264	2,2625	2,2625	1,3419	1,9172	0,8326	0,8326
Heizwert [MJ/kg]		9,000						
nC [kmol/s]	0,000	0,238	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000

<b>Strom</b>	<b>41</b>	<b>42</b>	<b>51</b>
Massenstrom [kg/s]	652,79	668,07	0,54
Volumenstrom [m³/s]	538,49	703,87	
Temperatur [°C]	15,0	77,8	25,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	1,0
Stoffstrom [kmol/s]			
Ar	0,2080	0,2020	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0068	0,2445	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,2285	3,6239	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000
N2	17,5000	17,7000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000
O2	4,6900	2,7000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0169
Summe	22,6333	24,5065	0,0169
Heizwert [MJ/kg]			
nC [kmol/s]	0,007	0,245	0,000

Strom	1	2	3	4	5	6	7	8
Massenstrom [kg/s]	93,21	45,02	48,20	0,33	0,01	4,66	11,73	22,76
Volumenstrom [m³/s]		0,05		0,01	0,00	0,00	0,67	0,77
Temperatur [°C]	15,0	25,0	56,5	15,0	15,0	60,0	279,6	235,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	36,5	39,5	39,5	1,0	39,5	39,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0142
C	2,1182	0,0000	2,1182	0,0000	0,0000	0,0077	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,9246	0,0000	0,9246	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	2,8200	2,4989	0,3210	0,0001	0,0000	0,0000	0,6510	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0133	0,0000	0,0133	0,0090	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,3000	0,0000	0,3000	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,6937
S	0,0174	0,0000	0,0174	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	6,1936	2,4989	3,6946	0,0116	0,0009	0,0077	0,6510	0,7079
Heizwert [MJ/kg]	9,012		19,708		50,030			
nC [kmol/s]	2,118	0,000	2,118	0,000	0,001	0,008	0,000	0,000

Strom	9	10	11	12	13	14	15	16
Massenstrom [kg/s]	2,35	83,28	48,55	29,60	48,55	29,60	83,28	2,55
Volumenstrom [m³/s]	0,07	11,14	0,08	0,04	0,50	1,80	5,15	
Temperatur [°C]	127,7	1000,0	340,2	236,9	342,3	239,0	298,8	60,0
Druck [bar(a)]	39,5	36,5	159,0	34,8	150,0	32,8	35,5	36,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0143	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0143	0,0000
C	0,0000	0,0848	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0848
C6H6	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000
CH4	0,0000	0,1514	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1514	0,0000
CO	0,0000	1,4371	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4371	0,0000
CO2	0,0000	0,5091	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5091	0,0000
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000
H2	0,0000	1,0626	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0626	0,0000
H2O	0,0000	0,5085	2,6948	1,6431	2,6948	1,6431	0,5085	0,0000
H2S	0,0000	0,0167	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0167	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0839	0,1058	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1058	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0839	3,8943	2,6948	1,6431	2,6948	1,6431	3,8095	0,0848
Heizwert [MJ/kg]		9,949					9,949	
nC [kmol/s]	0,000	2,197	0,000	0,000	0,000	0,000	2,112	0,085

Strom	17	18	19	20	21	22	23	24
Massenstrom [kg/s]	0,53	81,27	12,39	0,03	4,66	89,02	0,00	13,35
Volumenstrom [m³/s]	0,01	5,20	0,01	0,00	0,01	4,35	0,00	0,01
Temperatur [°C]	318,8	298,9	145,0	145,0	169,2	167,8	15,0	45,3
Druck [bar(a)]	75,5	35,4	35,3	35,3	35,3	35,3	35,0	26,3
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0143	0,0000	0,0000	0,0000	0,0142	0,0000	0,0001
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1510	0,0000	0,0000	0,0000	0,1514	0,0000	0,0000
CO	0,0000	1,4400	0,0000	0,0000	0,0000	1,4371	0,0000	0,0001
CO2	0,0000	0,5091	0,0000	0,0000	0,0001	0,5089	0,0000	0,0009
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
H2	0,0000	1,0600	0,0000	0,0000	0,0000	1,0625	0,0000	0,0001
H2O	0,0000	0,5085	0,6878	0,0008	0,2571	0,9401	0,0001	0,7382
H2S	0,0000	0,0167	0,0000	0,0000	0,0000	0,0167	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0190	0,1250	0,0000	0,0000	0,0000	0,1248	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0190	3,8286	0,6878	0,0016	0,2580	4,2594	0,0001	0,7394
Heizwert [MJ/kg]		9,883				9,022		
nC [kmol/s]	0,000	2,115	0,000	0,000	0,000	2,112	0,000	0,001

Strom	25	26	27	28	29	30	31	32
Massenstrom [kg/s]	95,88	1,71	52,99	29,68	82,67	13,21	11,79	0,00
Volumenstrom [m³/s]	4,43	0,03	10,72	16,35	0,14	2,83	0,01	0,00
Temperatur [°C]	30,0	40,0	20,0	20,0	33,0	30,0	15,0	15,0
Druck [bar(a)]	26,3	32,8	2,7	1,0	109,5	25,5	32,5	30,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0140	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0140	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1510	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1510	0,0000	0,0000
CO	0,0118	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0118	0,0000	0,0000
CO2	1,9100	0,0254	1,2041	0,6744	1,8784	0,0281	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,4800	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,4800	0,0000	0,0000
H2O	0,0092	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0092	0,6545	0,0000
H2S	0,0000	0,0173	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1250	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1250	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	4,7010	0,0427	1,2041	0,6744	1,8784	2,8191	0,6545	0,0000
Heizwert [MJ/kg]	7,556					54,852		
nC [kmol/s]	2,073	0,025	1,204	0,674	1,878	0,191	0,000	0,000



Strom	33	34	35	36	37	38	39	40
Massenstrom [kg/s]	2,21	80,43	65,28	65,28	37,76	57,66	15,60	15,60
Volumenstrom [m³/s]	0,00	9,35	7,52	5,01	31,15	2,48	5,99	0,02
Temperatur [°C]	105,8	224,2	411,9	159,9	15,0	90,0	160,0	130,0
Druck [bar(a)]	24,1	24,1	17,3	16,3	1,0	25,0	5,0	3,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0140	0,0208	0,0208	0,0120	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1510	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0118	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0281	0,0007	0,0007	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	2,4800	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1223	0,5402	0,0229	0,0229	0,0132	0,0000	0,8659	0,8659
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	2,1400	1,7500	1,7500	1,0116	2,0100	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0411	0,4690	0,4690	0,2714	0,0411	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,1223	5,4062	2,2634	2,2634	1,3086	2,0511	0,8659	0,8659
Heizwert [MJ/kg]		9,000						
nC [kmol/s]	0,000	0,191	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000

Strom	41	42	43	44	45	46	47	48
Massenstrom [kg/s]	652,79	667,95	89,02	22,07	72,17	173,68	183,22	70,10
Volumenstrom [m³/s]	538,49	697,79	4,66	0,02	2,62	0,19	0,21	2,46
Temperatur [°C]	15,0	75,0	177,8	98,7	40,0	102,3	145,0	20,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	33,8	31,9	32,8	31,9	39,5	32,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,2080	0,2010	0,0142	0,0002	0,0141	0,0013	0,0012	0,0141
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,1510	0,0000	0,1510	0,0002	0,0002	0,1510
CO	0,0000	0,0000	1,4400	0,0002	1,4400	0,0014	0,0014	1,4400
CO2	0,0068	0,1970	0,5100	0,0011	0,5080	0,0071	0,0069	0,4827
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	1,0600	0,0002	1,0600	0,0013	0,0013	1,0600
H2O	0,2285	3,5270	0,9394	1,2200	0,0092	9,6180	10,1478	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0174	0,0001	0,0173	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	17,5000	17,9000	0,1250	0,0000	0,1250	0,0001	0,0001	0,1250
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	4,6900	2,6986	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	22,6333	24,5602	4,2601	1,2233	3,3268	9,6294	10,1589	3,2728
Heizwert [MJ/kg]			9,022		11,123			11,172
nC [kmol/s]	0,007	0,197	2,115	0,002	2,112	0,009	0,009	2,074

<b>Strom</b>	<b>49</b>	<b>51</b>	<b>52</b>
Massenstrom [kg/s]	79,63	0,54	14,74
Volumenstrom [m³/s]	4,09		0,01
Temperatur [°C]	144,1	25,0	15,0
Druck [bar(a)]	31,9	1,0	30,0
Stoffstrom [kmol/s]			
Ar	0,0141	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,1510	0,0000	0,0000
CO	1,4400	0,0000	0,0000
CO <sub>2</sub>	0,4820	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	1,0600	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,5299	0,0000	0,8183
H <sub>2</sub> S	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,1250	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0167	0,0000
Summe	3,8020	0,0167	0,8183
Heizwert [MJ/kg]	9,834		
nC [kmol/s]	2,073	0,000	0,000

Strom	1	2	3	4	5	6	7	8
Massenstrom [kg/s]	95,05	45,90	49,14	0,34	0,01	4,75	11,85	23,22
Volumenstrom [m³/s]		0,05		0,01	0,00		0,69	0,79
Temperatur [°C]	15,0	25,0	56,5	15,0	15,0	60,0	279,0	235,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	36,1	39,1	39,1	1,0	39,1	39,1
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0144
C	2,1600	0,0000	2,1600	0,0000	0,0000	0,0079	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,9430	0,0000	0,9430	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	2,8800	2,5480	0,3273	0,0001	0,0000	0,0000	0,6578	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0136	0,0000	0,0136	0,0091	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,3060	0,0000	0,3060	0,0025	0,0000	0,0000	0,0000	0,7076
S	0,0178	0,0000	0,0178	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	6,3205	2,5480	3,7678	0,0118	0,0009	0,0079	0,6578	0,7220
Heizwert [MJ/kg]	9,012		19,708		50,030			
nC [kmol/s]	2,160	0,000	2,160	0,000	0,001	0,008	0,000	0,000

Strom	9	10	11	12	13	14	15	16
Massenstrom [kg/s]	2,37	84,79	55,78	26,88	55,78	26,88	84,79	2,60
Volumenstrom [m³/s]	0,07	11,47	0,09	0,03	0,58	1,50	5,31	
Temperatur [°C]	127,7	1000,0	340,2	241,9	342,3	244,0	298,4	60,0
Druck [bar(a)]	39,1	36,1	159,0	37,8	150,0	35,8	35,1	36,1
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0145	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0145	0,0000
C	0,0000	0,0865	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0865
C6H6	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000
CH4	0,0000	0,1530	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1530	0,0000
CO	0,0000	1,4688	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4688	0,0000
CO2	0,0000	0,5164	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5164	0,0000
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000
H2	0,0000	1,0839	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0839	0,0000
H2O	0,0000	0,5148	3,1000	1,4918	3,0963	1,4918	0,5148	0,0000
H2S	0,0000	0,0171	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0171	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0847	0,1070	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1070	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0847	3,9660	3,1000	1,4918	3,0963	1,4918	3,8795	0,0865
Heizwert [MJ/kg]		9,964					9,964	
nC [kmol/s]	0,000	2,239	0,000	0,000	0,000	0,000	2,153	0,087

Strom	17	18	19	20	21	22	23	24
Massenstrom [kg/s]	0,54	82,73	12,63	0,03	4,75	90,64	0,00	12,47
Volumenstrom [m³/s]	0,01	5,35	0,01	0,00	0,01	4,48	0,00	0,01
Temperatur [°C]	318,4	298,5	145,0	145,0	168,6	167,3	15,0	49,1
Druck [bar(a)]	75,1	35,0	34,9	34,9	34,9	34,9	35,0	30,2
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0145	0,0000	0,0000	0,0000	0,0145	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1530	0,0000	0,0000	0,0000	0,1530	0,0000	0,0000
CO	0,0000	1,4688	0,0000	0,0000	0,0000	1,4688	0,0000	0,0001
CO2	0,0000	0,5164	0,0000	0,0000	0,0001	0,5162	0,0000	0,0002
COS	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
H2	0,0000	1,0839	0,0000	0,0000	0,0000	1,0839	0,0000	0,0001
H2O	0,0000	0,5148	0,7013	0,0008	0,2621	0,9548	0,0001	0,6879
H2S	0,0000	0,0171	0,0000	0,0000	0,0000	0,0170	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0194	0,1260	0,0000	0,0000	0,0000	0,1260	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0194	3,8985	0,7013	0,0016	0,2630	4,3379	0,0001	0,6898
Heizwert [MJ/kg]		9,899				9,035		
nC [kmol/s]	0,000	2,153	0,000	0,000	0,000	2,153	0,000	0,001

Strom	25	26	27	28	29	30	31	32
Massenstrom [kg/s]	98,69	2,07	52,20	29,24	85,43	11,94	15,66	0,00
Volumenstrom [m³/s]	3,92	0,03	9,85	14,95	0,15	2,92	0,02	0,00
Temperatur [°C]	30,0	30,0	1,1	-0,8	40,0	40,1	15,0	15,0
Druck [bar(a)]	30,2	30,2	2,7	1,0	109,5	25,5	32,5	30,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0145	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0144	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1530	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1430	0,0000	0,0000
CO	0,0726	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0094	0,0000	0,0000
CO2	1,9122	0,0333	1,1861	0,6643	1,9412	0,0009	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,4800	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,5200	0,0000	0,0000
H2O	0,0082	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0087	0,8700	0,0000
H2S	0,0177	0,0177	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1260	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1260	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	4,7865	0,0512	1,1861	0,6643	1,9412	2,8224	0,8700	0,0000
Heizwert [MJ/kg]	7,712	5,280				60,837		
nC [kmol/s]	2,152	0,033	1,186	0,664	1,941	0,153	0,000	0,000

Strom	33	34	35	36	37	38	39	40
Massenstrom [kg/s]	2,16	80,68	65,28	65,28	39,83	55,23	21,90	21,90
Volumenstrom [m³/s]	0,00	9,65	7,52	5,06	32,86	2,38	8,40	0,02
Temperatur [°C]	113,1	228,4	411,8	164,0	15,0	90,0	160,0	130,0
Druck [bar(a)]	24,1	24,1	17,3	16,3	1,0	25,0	5,0	3,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0144	0,0208	0,0208	0,0127	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1432	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0094	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0009	0,0007	0,0007	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	2,5165	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1200	0,7586	0,0229	0,0229	0,0139	0,0000	1,2157	1,2157
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	2,0529	1,7500	1,7500	1,0671	1,9300	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0393	0,4690	0,4690	0,2863	0,0393	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,1200	5,5352	2,2634	2,2634	1,3804	1,9693	1,2157	1,2157
Heizwert [MJ/kg]		9,000						
nC [kmol/s]	0,000	0,154	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000

Strom	41	42	50	51	52	53	54	55
Massenstrom [kg/s]	652,79	668,20	14,79	0,55	6,35	0,00	15,94	5,21
Volumenstrom [m³/s]	538,49	708,85	2,54		0,38	0,00	2,89	0,01
Temperatur [°C]	15,0	78,8	30,0	25,0	243,9	15,0	40,1	75,7
Druck [bar(a)]	1,0	1,0	28,7	1,0	35,8	30,0	26,6	25,6
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,2080	0,2020	0,0145	0,0000	0,0000	0,0000	0,0144	0,0001
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,1510	0,0000	0,0000	0,0000	0,1430	0,0081
CO	0,0000	0,0000	0,0726	0,0000	0,0000	0,0000	0,0094	0,0000
CO2	0,0068	0,1600	0,0285	0,0000	0,0000	0,0000	0,0917	0,0001
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	2,4600	0,0000	0,0000	0,0000	2,5200	0,0000
H2O	0,2285	3,7700	0,0000	0,0000	0,3530	0,0000	0,0087	0,2812
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	17,5000	17,8000	0,1260	0,0000	0,0000	0,0000	0,1260	0,0002
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	4,6900	2,6900	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0171	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	22,6333	24,6578	2,8526	0,0171	0,3530	0,0000	2,9132	0,2897
Heizwert [MJ/kg]			49,759				45,591	
nC [kmol/s]	0,007	0,160	0,252	0,000	0,000	0,000	0,244	0,008

<b>Strom</b>	<b>56</b>
Massenstrom [kg/s]	3,99
Volumenstrom [m³/s]	0,08
Temperatur [°C]	40,2
Druck [bar(a)]	1,0
Stoffstrom [kmol/s]	
Ar	0,0000
C	0,0000
C6H6	0,0000
CH4	0,0000
CO	0,0000
CO2	0,0907
COS	0,0000
H2	0,0000
H2O	0,0000
H2S	0,0000
HCl	0,0000
HCN	0,0000
N2	0,0000
NaOH	0,0000
NH3	0,0000
O2	0,0000
S	0,0000
Summe	0,0907
Heizwert [MJ/kg]	
nC [kmol/s]	0,091

Strom	1	3	4	5	6	7	8	9
Massenstrom [kg/s]	37,00	37,00	0,33	0,01	5,34	17,48	25,20	1,69
Volumenstrom [m³/s]			0,01	0,00		1,14	0,97	0,05
Temperatur [°C]	15,0	56,5	15,0	15,0	60,0	271,8	235,0	127,7
Druck [bar(a)]	1,0	31,5	34,5	34,5	1,0	34,5	34,5	34,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0157	0,0000
C	2,0500	2,0500	0,0000	0,0000	0,0088	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,6940	0,6940	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1643	0,1643	0,0001	0,0000	0,0000	0,9701	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0206	0,0206	0,0088	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0602
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0632	0,0632	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,7681	0,0000
S	0,0060	0,0060	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	2,9981	2,9981	0,0114	0,0008	0,0088	0,9701	0,7838	0,0602
Heizwert [MJ/kg]	25,174	25,174		50,030				
nC [kmol/s]	2,050	2,050	0,000	0,001	0,009	0,000	0,000	0,000

Strom	10	11	12	13	14	15	16	17
Massenstrom [kg/s]	79,11	60,45	21,24	60,45	21,24	79,11	2,74	0,52
Volumenstrom [m³/s]	12,45	0,10	0,03	0,63	1,36	5,64		0,01
Temperatur [°C]	1000,0	340,2	234,1	342,3	236,2	283,6		303,6
Druck [bar(a)]	31,5	159,0	33,2	150,0	31,2	30,5	31,5	70,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0158	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0158	0,0000	0,0000
C	0,0823	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0823	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000
CH4	0,1392	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1392	0,0000	0,0000
CO	1,4355	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4355	0,0000	0,0000
CO2	0,4531	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,4531	0,0000	0,0000
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
H2	1,0784	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0784	0,0000	0,0000
H2O	0,4598	3,3552	1,1788	3,3552	1,1788	0,4598	0,0000	0,0000
H2S	0,0058	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0058	0,0000	0,0000
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0893	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0893	0,0000	0,0184
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,7623	3,3552	1,1788	3,3552	1,1788	3,6800	0,0823	0,0184
Heizwert [MJ/kg]	10,338					10,338		
nC [kmol/s]	2,124	0,000	0,000	0,000	0,000	2,041	0,082	0,000

Strom	18	19	20	21	22	23	24	25
Massenstrom [kg/s]	76,88	8,79	0,01	1,66	84,02	0,00	15,67	89,60
Volumenstrom [m³/s]	5,68	0,01	0,00	0,00	4,80	0,00	0,02	4,05
Temperatur [°C]	283,7	145,0	145,0	160,6	160,0	15,0	44,5	30,0
Druck [bar(a)]	30,4	30,3	30,3	30,3	30,3	35,0	27,0	27,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0158	0,0000	0,0000	0,0000	0,0158	0,0000	0,0001	0,0157
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0022
CH4	0,1390	0,0000	0,0000	0,0000	0,1390	0,0000	0,0000	0,1390
CO	1,4355	0,0000	0,0000	0,0000	1,4354	0,0000	0,0001	0,2729
CO2	0,4531	0,0000	0,0000	0,0000	0,4531	0,0000	0,0011	1,6141
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
H2	1,0784	0,0000	0,0000	0,0000	1,0784	0,0000	0,0001	2,2408
H2O	0,4600	0,4879	0,0003	0,0918	0,8561	0,0001	0,8639	0,0084
H2S	0,0058	0,0000	0,0000	0,0000	0,0058	0,0000	0,0000	0,0060
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1080	0,0000	0,0000	0,0000	0,1080	0,0000	0,0000	0,1080
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,6987	0,4879	0,0005	0,0920	4,0946	0,0001	0,8665	4,4071
Heizwert [MJ/kg]	10,268				9,397			8,274
nC [kmol/s]	2,041	0,000	0,000	0,000	2,041	0,000	0,002	2,039

Strom	26	27	28	29	30	31	32	33
Massenstrom [kg/s]	0,88	44,32	24,82	69,13	19,19	13,39	0,00	2,19
Volumenstrom [m³/s]	0,02	8,48	12,88	0,12	2,78	0,01	0,00	0,00
Temperatur [°C]	30,0	5,0	3,1	33,0	30,0	15,0	15,0	110,1
Druck [bar(a)]	27,0	2,7	1,0	109,5	25,5	32,5	30,0	24,1
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0157	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1380	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2730	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0153	1,0069	0,5639	1,5709	0,0278	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,2200	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,7432	0,0000	0,1214
H2S	0,0059	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1080	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0212	1,0069	0,5639	1,5709	2,7825	0,7432	0,0000	0,1214
Heizwert [MJ/kg]	4,185				37,735			
nC [kmol/s]	0,015	1,007	0,564	1,571	0,439	0,000	0,000	0,000



<b>Strom</b>	<b>34</b>	<b>35</b>	<b>36</b>	<b>37</b>	<b>38</b>	<b>39</b>	<b>40</b>	<b>41</b>
Massenstrom [kg/s]	80,42	58,79	58,79	58,80	50,06	17,00	17,00	652,79
Volumenstrom [m³/s]	8,90	6,73	6,73	48,50	2,15	6,52	6,52	538,49
Temperatur [°C]	220,4	413,5	164,5	15,0	90,0	160,0	130,0	15,0
Druck [bar(a)]	24,1	17,4	16,5	1,0	25,0	5,0	3,5	1,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0156	0,0187	0,0187	0,0187	0,0000	0,0000	0,0000	0,2080
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1378	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,2729	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0278	0,0006	0,0006	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0068
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,2167	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,6207	0,0206	0,0206	0,0194	0,0000	0,9437	0,9437	0,2290
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	1,8538	1,5700	1,5700	1,5700	1,7500	0,0000	0,0000	17,5000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0356	0,4230	0,4230	0,4220	0,0356	0,0000	0,0000	4,6900
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	5,1809	2,0329	2,0329	2,0307	1,7856	0,9437	0,9437	22,6338
Heizwert [MJ/kg]	9,001							
nC [kmol/s]	0,439	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,007

<b>Strom</b>	<b>42</b>	<b>51</b>
Massenstrom [kg/s]	674,42	0,18
Volumenstrom [m³/s]	703,19	
Temperatur [°C]	77,6	25,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0
Stoffstrom [kmol/s]		
Ar	0,2050	0,0000
C	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000
CO2	0,4450	0,0000
COS	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000
H2O	3,3205	0,0000
H2S	0,0000	0,0058
HCl	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000
N2	17,7000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000
O2	2,7700	0,0000
S	0,0000	0,0000
Summe	24,4770	0,0058
Heizwert [MJ/kg]		
nC [kmol/s]	0,445	0,000

Strom	1	3	4	5	6	7	8	9
Massenstrom [kg/s]	37,54	37,54	0,33	0,01	5,42	18,11	25,52	1,78
Volumenstrom [m³/s]			0,01	0,00		1,14	0,95	0,06
Temperatur [°C]	15,0	56,5	15,0	15,0	60,0	274,1	235,0	127,7
Druck [bar(a)]	1,0	32,9	35,9	35,9	1,0	35,9	35,9	35,9
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0159	0,0000
C	2,0800	2,0800	0,0000	0,0000	0,0090	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,7040	0,7040	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1667	0,1667	0,0001	0,0000	0,0000	1,0052	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0209	0,0209	0,0089	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0636
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0642	0,0642	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,7777	0,0000
S	0,0061	0,0061	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,0419	3,0419	0,0115	0,0009	0,0090	1,0052	0,7936	0,0636
Heizwert [MJ/kg]	25,174	25,174		50,030				
nC [kmol/s]	2,080	2,080	0,000	0,001	0,009	0,000	0,000	0,000

Strom	10	11	12	13	14	15	16	17
Massenstrom [kg/s]	80,66	65,21	19,76	65,21	19,76	80,66	2,78	0,52
Volumenstrom [m³/s]	12,14	0,11	0,02	0,68	1,21	5,50		0,01
Temperatur [°C]	1000,0	340,2	236,5	342,3	238,6	284,8		304,8
Druck [bar(a)]	32,9	159,0	34,6	150,0	32,6	31,9	32,9	71,9
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0160	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0160	0,0000	0,0000
C	0,0832	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0832	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000
CH4	0,1463	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1463	0,0000	0,0000
CO	1,4419	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4419	0,0000	0,0000
CO2	0,4692	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,4692	0,0000	0,0000
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
H2	1,0915	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0915	0,0000	0,0000
H2O	0,4798	3,6200	1,0969	3,6198	1,0969	0,4798	0,0000	0,0000
H2S	0,0059	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0059	0,0000	0,0000
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0931	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0931	0,0000	0,0187
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,8301	3,6200	1,0969	3,6198	1,0969	3,7469	0,0832	0,0187
Heizwert [MJ/kg]	10,277					10,277		
nC [kmol/s]	2,154	0,000	0,000	0,000	0,000	2,071	0,083	0,000

<b>Strom</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>
Massenstrom [kg/s]	78,40	8,90	0,01	1,69	85,62	0,00	10,79	94,59
Volumenstrom [m³/s]	5,55	0,01	0,00	0,00	4,69	0,00	0,01	4,28
Temperatur [°C]	284,9	145,0	145,0	162,8	162,1	15,0	47,6	30,0
Druck [bar(a)]	31,8	31,7	31,7	31,7	31,7	35,0	27,0	27,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0160	0,0000	0,0000	0,0000	0,0160	0,0000	0,0001	0,0159
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0022
CH4	0,1463	0,0000	0,0000	0,0000	0,1460	0,0000	0,0000	0,1460
CO	1,4419	0,0000	0,0000	0,0000	1,4400	0,0000	0,0001	0,0706
CO2	0,4692	0,0000	0,0000	0,0000	0,4690	0,0000	0,0004	1,8400
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
H2	1,0915	0,0000	0,0000	0,0000	1,0900	0,0000	0,0001	2,4600
H2O	0,4798	0,4940	0,0003	0,0931	0,8810	0,0001	0,5980	0,0089
H2S	0,0059	0,0000	0,0000	0,0000	0,0058	0,0000	0,0000	0,0061
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1118	0,0000	0,0000	0,0000	0,1120	0,0000	0,0000	0,1120
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0002	0,0005
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,7656	0,4940	0,0005	0,0933	4,1629	0,0001	0,5990	4,6622
Heizwert [MJ/kg]	10,208				9,347			7,863
nC [kmol/s]	2,071	0,000	0,000	0,000	2,068	0,000	0,001	2,070

<b>Strom</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>	<b>29</b>	<b>30</b>	<b>31</b>	<b>32</b>	<b>33</b>
Massenstrom [kg/s]	0,96	50,64	28,36	79,01	14,22	15,08	0,00	2,17
Volumenstrom [m³/s]	0,02	9,69	14,71	0,14	2,81	0,02	0,00	0,00
Temperatur [°C]	30,0	5,0	3,1	33,0	30,0	15,0	15,0	111,7
Druck [bar(a)]	27,0	2,7	1,0	109,5	25,5	32,5	30,0	24,1
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0159	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1450	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0706	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0168	1,1500	0,6440	1,7952	0,0281	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,4380	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8370	0,0000	0,1204
H2S	0,0060	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1120	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0233	1,1500	0,6440	1,7952	2,8096	0,8370	0,0000	0,1204
Heizwert [MJ/kg]	4,073				51,032			
nC [kmol/s]	0,017	1,150	0,644	1,795	0,244	0,000	0,000	0,000

<b>Strom</b>	<b>34</b>	<b>35</b>	<b>36</b>	<b>37</b>	<b>38</b>	<b>39</b>	<b>40</b>	<b>41</b>
Massenstrom [kg/s]	80,59	65,28	65,28	50,22	53,47	17,00	17,00	652,79
Volumenstrom [m³/s]	9,41	7,52	5,15	41,43	2,30	6,52	0,02	538,49
Temperatur [°C]	225,7	411,9	171,9	15,0	90,0	160,0	130,0	15,0
Druck [bar(a)]	24,1	17,3	16,3	1,0	25,0	5,0	3,5	1,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0159	0,0208	0,0208	0,0160	0,0000	0,0000	0,0000	0,2080
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1450	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0706	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0281	0,0007	0,0007	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0068
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,4400	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7160	0,0229	0,0229	0,0176	0,0000	0,9437	0,9437	0,2290
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	1,9800	1,7500	1,7500	1,3500	1,8700	0,0000	0,0000	17,5000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0381	0,4690	0,4690	0,3610	0,0381	0,0000	0,0000	4,6923
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	5,4337	2,2634	2,2634	1,7451	1,9081	0,9437	0,9437	22,6361
Heizwert [MJ/kg]	9,001							
nC [kmol/s]	0,244	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,007

<b>Strom</b>	<b>42</b>	<b>51</b>
Massenstrom [kg/s]	668,10	0,19
Volumenstrom [m³/s]	702,73	
Temperatur [°C]	77,2	25,0
Druck [bar(a)]	1,0	1,0
Stoffstrom [kmol/s]		
Ar	0,2030	0,0000
C	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000
CO2	0,2500	0,0000
COS	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000
H2O	3,6500	0,0000
H2S	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000
N2	17,7000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000
O2	2,7000	0,0000
S	0,0000	0,0059
Summe	24,5390	0,0059
Heizwert [MJ/kg]		
nC [kmol/s]	0,250	0,000

Strom	1	3	4	5	6	7	8	9
Massenstrom [kg/s]	37,27	37,30	0,33	0,01	5,38	18,88	25,21	1,95
Volumenstrom [m³/s]			0,01	0,00	0,00	1,08	0,85	0,06
Temperatur [°C]	15,0	56,5	15,0	15,0	60,0	279,6	235,0	127,7
Druck [bar(a)]	1,0	36,5	39,5	39,5	1,0	39,5	39,5	39,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0157	0,0000
C	2,0600	2,0600	0,0000	0,0000	0,0088	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,6987	0,6990	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1650	0,1650	0,0001	0,0000	0,0000	1,0481	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0208	0,0208	0,0088	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0695
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0637	0,0637	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,7683	0,0000
S	0,0060	0,0060	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,0142	3,0145	0,0114	0,0009	0,0088	1,0481	0,7840	0,0695
Heizwert [MJ/kg]	25,174	25,174		50,030				
nC [kmol/s]	2,060	2,060	0,000	0,001	0,009	0,000	0,000	0,000

Strom	10	11	12	13	14	15	16	17
Massenstrom [kg/s]	81,04	49,91	28,81	49,91	28,81	81,04	2,76	0,53
Volumenstrom [m³/s]	10,97	0,08	0,04	0,52	1,76	4,98		0,01
Temperatur [°C]	1000,0	340,2	236,9	342,3	239,0	288,0	60,0	308,0
Druck [bar(a)]	36,5	159,0	34,8	150,0	32,8	35,5	36,5	75,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0158	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0158	0,0000	0,0000
C	0,0826	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0826	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000
CH4	0,1578	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1578	0,0000	0,0000
CO	1,3970	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,3970	0,0000	0,0000
CO2	0,4884	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,4884	0,0000	0,0000
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
H2	1,0766	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0766	0,0000	0,0000
H2O	0,5085	2,7700	1,5993	2,7700	1,5993	0,5085	0,0000	0,0000
H2S	0,0058	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0058	0,0000	0,0000
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0987	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0987	0,0000	0,0188
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,8344	2,7700	1,5993	2,7700	1,5993	3,7518	0,0826	0,0188
Heizwert [MJ/kg]	10,132					10,132		
nC [kmol/s]	2,139	0,000	0,000	0,000	0,000	2,057	0,083	0,000

Strom	18	19	20	21	22	23	24	25
Massenstrom [kg/s]	78,81	8,82	0,01	1,68	85,96	0,00	22,77	93,13
Volumenstrom [m³/s]	5,02	0,01	0,00	0,00	4,26	0,00	0,02	4,35
Temperatur [°C]	288,1	145,0	145,0	168,1	167,2	15,0	47,1	30,0
Druck [bar(a)]	35,4	35,3	35,3	35,3	35,3	35,0	26,3	26,3
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0158	0,0000	0,0000	0,0000	0,0158	0,0000	0,0001	0,0154
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1580	0,0000	0,0000	0,0000	0,1580	0,0000	0,0000	0,1570
CO	1,4000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4000	0,0000	0,0001	0,0115
CO2	0,4880	0,0000	0,0000	0,0000	0,4880	0,0000	0,0010	1,8500
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
H2	1,0800	0,0000	0,0000	0,0000	1,0800	0,0000	0,0002	2,4600
H2O	0,5090	0,4897	0,0003	0,0925	0,9060	0,0001	1,2600	0,0090
H2S	0,0058	0,0000	0,0000	0,0000	0,0058	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1170	0,0000	0,0000	0,0000	0,1170	0,0000	0,0000	0,1170
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,7768	0,4897	0,0005	0,0927	4,1737	0,0001	1,2614	4,6199
Heizwert [MJ/kg]	10,064				9,227			7,765
nC [kmol/s]	2,059	0,000	0,000	0,000	2,059	0,000	0,001	2,019

Strom	26	27	28	29	30	31	32	33
Massenstrom [kg/s]	0,76	51,64	28,92	80,56	13,08	2,21	0,00	11,07
Volumenstrom [m³/s]	0,01	10,44	15,93	0,14	2,80	0,00	0,00	0,01
Temperatur [°C]	40,0	20,0	20,0	33,0	30,0	104,4	15,0	15,0
Druck [bar(a)]	32,8	2,7	1,0	109,5	25,5	24,1	30,0	32,5
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0154	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1569	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0115	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0127	1,1733	0,6570	1,8300	0,0278	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,4560	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0090	0,1227	0,0000	0,6140
H2S	0,0060	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1174	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0187	1,1733	0,6570	1,8300	2,7940	0,1227	0,0000	0,6140
Heizwert [MJ/kg]					55,265			
nC [kmol/s]	0,013	1,173	0,657	1,830	0,196	0,000	0,000	0,000

Strom	34	35	36	37	38	39	40	41
Massenstrom [kg/s]	80,29	65,28	65,28	48,84	58,36	17,60	17,60	652,79
Volumenstrom [m³/s]	9,28	7,52	4,98	40,29	2,51	6,75	0,02	538,49
Temperatur [°C]	224,2	412,0	157,4	15,0	90,0	160,0	130,0	15,0
Druck [bar(a)]	24,1	17,3	16,3	1,0	25,0	5,0	3,5	1,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0154	0,0208	0,0208	0,0156	0,0000	0,0000	0,0000	0,2080
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1570	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0115	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0278	0,0007	0,0007	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0068
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,4500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,5004	0,0229	0,0229	0,0171	0,0000	0,9770	0,9770	0,2285
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	2,1500	1,7489	1,7489	1,3100	2,0400	0,0000	0,0000	17,5000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0415	0,4692	0,4692	0,3510	0,0415	0,0000	0,0000	4,6900
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	5,3536	2,2625	2,2625	1,6942	2,0815	0,9770	0,9770	22,6333
Heizwert [MJ/kg]	9,000							
nC [kmol/s]	0,196	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,007

Strom	42	43	44	45	46	47	48	49
Massenstrom [kg/s]	667,88	85,96	21,47	69,71	174,21	183,21	68,08	77,09
Volumenstrom [m³/s]	667,87	4,56	0,02	2,58		0,21	2,43	4,00
Temperatur [°C]	74,5	177,1	98,8	40,0		143,4	20,0	142,7
Druck [bar(a)]	1,0	33,8	31,9	32,8	31,9	39,5	32,0	31,9
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,2030	0,0158	0,0002	0,0156	0,0014	0,0014	0,0156	0,0156
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0022	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1578	0,0000	0,1577	0,0002	0,0002	0,1570	0,1570
CO	0,0000	1,3970	0,0002	1,3968	0,0014	0,0014	1,3968	1,3968
CO2	0,2030	0,4886	0,0010	0,4871	0,0069	0,0067	0,4627	0,4625
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	1,0765	0,0002	1,0764	0,0014	0,0013	1,0710	1,0710
H2O	3,4800	0,9057	1,1855	0,0090	9,6471	10,1478	0,0000	0,5007
H2S	0,0000	0,0060	0,0000	0,0060	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	17,9000	0,1174	0,0000	0,1174	0,0001	0,0001	0,1174	0,1174
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	2,7000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	24,5228	4,1678	1,1885	3,2682	9,6585	10,1589	3,2205	3,7210
Heizwert [MJ/kg]		9,227		11,372			11,461	10,122
nC [kmol/s]	0,203	2,057	0,002	2,055	0,009	0,008	2,017	2,016

Strom	51	52
Massenstrom [kg/s]	0,19	14,23
Volumenstrom [m³/s]		0,01
Temperatur [°C]	25,0	15,0
Druck [bar(a)]	1,0	30,0
Stoffstrom [kmol/s]		
Ar	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,7901
H2S	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000
N2	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000
S	0,0058	0,0000
Summe	0,0058	0,7901
Heizwert [MJ/kg]		
nC [kmol/s]	0,000	0,000



Strom	1	3	4	5	6	7	8	9
Massenstrom [kg/s]	38,05	38,05	0,34	0,01	5,49	19,17	25,75	1,97
Volumenstrom [m³/s]			0,01	0,00		1,11	0,88	0,06
Temperatur [°C]	15,0	56,5	15,0	15,0	60,0	279,0	235,0	127,7
Druck [bar(a)]	1,0	36,1	39,1	39,1	1,0	39,1	39,1	39,1
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0160	0,0000
C	2,1071	2,1071	0,0000	0,0000	0,0085	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,7134	0,7134	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,1690	0,1690	0,0001	0,0000	0,0000	1,0640	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0212	0,0212	0,0090	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0702
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0650	0,0650	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,7847	0,0000
S	0,0062	0,0062	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,0819	3,0819	0,0116	0,0009	0,0085	1,0640	0,8007	0,0702
Heizwert [MJ/kg]	25,174	25,174		50,030				
nC [kmol/s]	2,107	2,107	0,000	0,001	0,009	0,000	0,000	0,000

Strom	10	11	12	13	14	15	16	17
Massenstrom [kg/s]	82,61	57,03	26,21	57,03	26,21	82,61	2,82	0,54
Volumenstrom [m³/s]	11,31	0,09	0,03	0,59	1,46	5,13		0,01
Temperatur [°C]	1000,0	340,2	241,9	342,3	244,0	287,6	60,0	307,6
Druck [bar(a)]	36,1	159,0	37,8	150,0	35,8	35,1	36,1	75,1
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0161	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0161	0,0000	0,0000
C	0,0845	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0845	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000
CH4	0,1596	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1596	0,0000	0,0000
CO	1,4295	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,4295	0,0000	0,0000
CO2	0,4960	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,4960	0,0000	0,0000
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
H2	1,0995	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0995	0,0000	0,0000
H2O	0,5155	3,1657	1,4550	3,1657	1,4550	0,5155	0,0000	0,0000
H2S	0,0059	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0059	0,0000	0,0000
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1000	0,0000	0,0191
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,9098	3,1657	1,4550	3,1657	1,4550	3,8253	0,0845	0,0191
Heizwert [MJ/kg]	10,147					10,147		
nC [kmol/s]	2,183	0,000	0,000	0,000	0,000	2,099	0,085	0,000

Strom	18	19	20	21	22	23	24	25
Massenstrom [kg/s]	80,32	9,00	0,01	1,71	87,62	0,00	11,93	95,58
Volumenstrom [m³/s]	5,17	0,01	0,00	0,00	4,39	0,00	0,01	3,85
Temperatur [°C]	287,7	145,0	145,0	167,5	166,7	15,0	49,0	30,0
Druck [bar(a)]	35,0	34,9	34,9	34,9	34,9	35,0	30,2	30,2
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0161	0,0000	0,0000	0,0000	0,0161	0,0000	0,0000	0,0161
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022	0,0000	0,0000	0,0022
CH4	0,1596	0,0000	0,0000	0,0000	0,1596	0,0000	0,0000	0,1596
CO	1,4295	0,0000	0,0000	0,0000	1,4295	0,0000	0,0001	0,0715
CO2	0,4960	0,0000	0,0000	0,0000	0,4959	0,0000	0,0002	1,8532
COS	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
H2	1,0995	0,0000	0,0000	0,0000	1,0995	0,0000	0,0001	2,4574
H2O	0,5155	0,4998	0,0003	0,0944	0,9210	0,0001	0,6580	0,0080
H2S	0,0059	0,0000	0,0000	0,0000	0,0059	0,0000	0,0000	0,0062
HCl	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,1192	0,0000	0,0000	0,0000	0,1192	0,0000	0,0000	0,1192
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	3,8445	0,4998	0,0005	0,0946	4,2498	0,0001	0,6599	4,6934
Heizwert [MJ/kg]	10,080				9,240			7,882
nC [kmol/s]	2,099	0,000	0,000	0,000	2,098	0,000	0,001	2,098

Strom	26	27	28	29	30	31	32	33
Massenstrom [kg/s]	0,93	51,03	28,58	83,54	11,85	15,07	0,00	2,17
Volumenstrom [m³/s]	0,02	9,63	14,61	0,14	2,90	0,02	0,00	0,00
Temperatur [°C]	30,0	1,1	-0,8	40,0	40,1	15,0	15,0	112,3
Druck [bar(a)]	30,2	2,7	1,0	109,5	25,5	32,5	30,0	24,1
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0160	0,0000	0,0000	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1493	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0093	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0162	1,1594	0,6493	1,8982	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	2,4950	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0086	0,8364	0,0000	0,1204
H2S	0,0061	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1189	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	0,0224	1,1594	0,6493	1,8982	2,7980	0,8364	0,0000	0,1204
Heizwert [MJ/kg]	4,084				61,245			
nC [kmol/s]	0,016	1,159	0,649	1,898	0,160	0,000	0,000	0,000

Strom	34	35	36	37	38	39	40	41
Massenstrom [kg/s]	80,58	65,28	65,28	51,27	55,84	23,90	23,90	652,79
Volumenstrom [m³/s]	9,59	7,52	5,07	42,29	2,40	7,71	0,03	538,49
Temperatur [°C]	228,3	411,8	164,7	15,0	90,0	160,0	130,0	15,0
Druck [bar(a)]	24,1	17,3	16,3	1,0	25,0	5,0	3,5	1,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,0160	0,0208	0,0208	0,0163	0,0000	0,0000	0,0000	0,2080
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,1493	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0093	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0009	0,0007	0,0007	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0068
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	2,4928	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7245	0,0229	0,0229	0,0179	0,0000	1,3266	1,3266	0,2285
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	2,0669	1,7489	1,7489	1,3735	1,9480	0,0000	0,0000	17,5000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	0,0398	0,4692	0,4692	0,3685	0,0398	0,0000	0,0000	4,6900
S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	5,4995	2,2625	2,2625	1,7767	1,9878	1,3266	1,3266	22,6333
Heizwert [MJ/kg]	9,000							
nC [kmol/s]	0,160	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,007

Strom	42	50	51	52	53	54	55	56
Massenstrom [kg/s]	668,15	14,67	0,19	6,33	0,00	15,79	5,20	3,94
Volumenstrom [m³/s]	697,30	2,52		0,37	0,00	2,86	0,02	0,08
Temperatur [°C]	73,4	30,0	25,0	243,9	15,0	40,1	75,4	40,2
Druck [bar(a)]	1,0	28,7	1,0	35,8	30,0	26,6	25,6	1,0
Stoffstrom [kmol/s]								
Ar	0,2030	0,0161	0,0000	0,0000	0,0000	0,0160	0,0001	0,0000
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C6H6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,1580	0,0000	0,0000	0,0000	0,1490	0,0085	0,0000
CO	0,0000	0,0715	0,0000	0,0000	0,0000	0,0093	0,0000	0,0000
CO2	0,1660	0,0283	0,0000	0,0000	0,0000	0,0904	0,0001	0,0895
COS	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	2,4328	0,0000	0,0000	0,0000	2,4900	0,0000	0,0000
H2O	3,7200	0,0000	0,0000	0,3515	0,0000	0,0086	0,2805	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCN	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2	17,8000	0,1192	0,0000	0,0000	0,0000	0,1190	0,0002	0,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NH3	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O2	2,6900	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S	0,0000	0,0000	0,0059	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Summe	24,6150	2,8259	0,0059	0,3515	0,0000	2,8823	0,2894	0,0895
Heizwert [MJ/kg]		50,136				45,969		
nC [kmol/s]	0,166	0,258	0,000	0,000	0,000	0,249	0,009	0,090

**Tabelle C-1** Eingangsdaten für die Investitionskostenabschätzung<sup>A1</sup>

Komponente	Bezugsgröße	Kapazität	Preis [Mio. €] <sup>A2</sup>
Bekohlung (inkl. Kohletrocknung)	Massenstrom, Rohbraunkohle	340 t/h	72
Entaschung	Massenstrom, Asche	19 t/h	26
Wirbelschichtvergaser	Massenstrom, Vergasungsstoff	170 t/h	124
Gasaufbereitung I (Shift)	Volumenstrom	158 Nm³/h	23
Gasaufbereitung II (Entschwefelung, Schwefelgewinnung, CO <sub>2</sub> -Abtrennung)	Volumenstrom	100 Nm³/h	88
LZA	Massenstrom, GOX	21,4 kg/s	49
GuD-Teil	Bruttoleistung	454 MW(el)	350

Für Nebenanlagen und CO<sub>2</sub>-Verdichtung wurden folgende Kostenfunktionen genutzt:

Kosten für Nebenanlagen <sup>A3</sup> in €	Bezugsgröße
48*x	elektrische Leistungsaufnahme in kW

Kosten für CO <sub>2</sub> -Verdichtung <sup>A4</sup> in €	Bezugsgröße
468x + 8470691	elektrische Leistungsaufnahme in kW

Für die Ermittlung der Anlagenkosten wurden die in Tabelle C-1 gezeigt Kosten mit Hilfe der Kapazitätsmethode auf die Bezugsgröße des jeweiligen Konzeptes umgerechnet. Zur Berücksichtigung der unterschiedlichen Anlagenkomplexität sowie der Anpassung an die Brennstoffe Braunkohle und Steinkohle wurden die so ermittelten Kosten mit den in Tabelle C-3 respektive Tabelle C-4 dargestellten Faktoren (eigene Annahmen) multipliziert.

<sup>A1</sup> Daten zur Verfügung gestellt durch: Uhde GmbH, RWE AG, Linde AG, Vattenfall Europe AG

<sup>A2</sup> Daten zur Verfügung gestellt durch: RWE AG Stand 2004/2005

<sup>A3</sup> Quelle: Ogriseck, K.: *Untersuchung von IGCC-Kraftwerkskonzepten mit Polygeneration und CO<sub>2</sub>-Abtrennung*

**Tabelle C-2 Verwendete Anpassungsfaktoren und Regressionskoeffizienten  
Braunkohlekonzepte**

	BKF1		BKF2		BKF3		BKF4	
	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>
Bekohlung (inkl. Kohletrocknung)	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
Entaschung	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
Wirbelschichtvergaser	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
Gasaufbereitung I (Shift)	0,9	0,7	1	0,7	1,33	0,7	1,25	0,7
Gasaufbereitung II (Entschwefelung, Schwefelgewinnung, CO <sub>2</sub> - Abtrennung)	1	0,7	1	0,7	1,33	0,7	1,25	0,7
LZA	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
GuD-Teil	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
Sonstige	10	-	10	-	10	-	10	-
CO <sub>2</sub> -Verdichtung	1	-	1	-	1	-	1	-

**Tabelle C-3 Verwendete Anpassungsfaktoren und Regressionskoeffizienten  
Steinkohlekonzepte**

	SKF1		SKF2		SKF3		SKF4	
	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>	AF <sup>A5</sup>	RK <sup>A6</sup>
Bekohlung (inkl. Kohletrocknung)	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
Entaschung	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
Wirbelschichtvergaser	1,2	0,7	1,2	0,7	1,2	0,7	1,2	0,7
Gasaufbereitung I (Shift)	0,9	0,7	1	0,7	1,33	0,7	1,25	0,7
Gasaufbereitung II (Entschwefelung, Schwefelgewinnung, CO <sub>2</sub> - Abtrennung)	1	0,7	1	0,7	1,33	0,7	1,25	0,7
LZA	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
GuD-Teil	1	0,7	1	0,7	1	0,7	1	0,7
Sonstige	10	-	10	-	10	-	10	-
CO <sub>2</sub> -Verdichtung	1	-	1	-	1	-	1	-

Für die Abschätzung der Zusatzkosten wurden die in Tabelle C4 zusammengefassten Annahmen getroffen (bezogen auf Summe Anlagenkosten)<sup>A5</sup>.

**Tabelle C-4 Annahmen zur Höhe der Zusatzkosten, bezogen auf die Summe der  
Anlagenkosten<sup>A7</sup>**

Position	Faktor
große Ersatzteile	0,01
Generalplaner	0,02
Unvorhergesehenes	0,10

<sup>A5</sup> Anpassungsfaktor, eigene Annahmen

<sup>A6</sup> Regressionskoeffizient für Umrechnung nach Kapazitätsmethode, eigene Annahme

<sup>A7</sup> Quelle: *Verbessertes IGCC-Kraftwerk ohne und mit CO<sub>2</sub>-Abtrennung* (Endbericht) in *Schlussbericht „Verbundvorhaben COORIVA: Baubarkeitsuntersuchung für ein IGCC-Referenzkraftwerk ab 2015 für Braun- und Steinkohle mit CO<sub>2</sub>-Rückhaltung“*, Förderkennzeichen 032770, veröffentlichter Schlussbericht, Technische Informationsbibliothek Universität Hannover

**Tabelle C-5** Ermittelte Investitionskosten in Mio. € - Braunkohlekonzepte

	<b>BKF1</b>	<b>BKF2</b>	<b>BKF3</b>	<b>BKF4</b>
Bekohlung (inkl. Kohletrocknung)	160,993	162,613	162,102	164,336
Entaschung	53,822	54,311	54,148	54,878
Wirbelschichtvergaser	249,882	252,361	251,569	255,019
Gasaufbereitung I (Shift)	28,417	31,909	35,969	40,481
Gasaufbereitung II (Entschwefelung, Schwefelgewinnung, CO <sub>2</sub> - Abtrennung)	174,643	181,434	186,698	228,099
LZA	102,127	102,998	102,329	103,759
GuD-Teil	693,836	697,408	685,146	688,193
Sonstige	2,062	2,091	2,082	2,123
CO <sub>2</sub> -Verdichtung	40,892	44,106	44,788	46,047
Summe in Mio. €	1506,675	1529,232	1524,831	1582,934
<b>Summe, Stand 2010 Mio. €</b>	<b>1852,234</b>	<b>1879,965</b>	<b>1874,555</b>	<b>1945,985</b>
Große Ersatzteile	18,522	18,800	18,746	19,460
Generalplaner	37,045	37,599	37,491	38,920
Unvorhergesehenes	185,223	187,997	187,456	194,598
<b>Summe total</b>	<b>2093,025</b>	<b>2124,361</b>	<b>2118,247</b>	<b>2198,963</b>
<b>spez. Investitionskosten [€/kW (el)]</b>	<b>3037</b>	<b>3083</b>	<b>3198</b>	<b>3298</b>

**Tabelle C-6** Ermittelte Investitionskosten in Mio. € - Steinkohlekonzepte

	<b>SKF1</b>	<b>SKF2</b>	<b>SKF3</b>	<b>SKF4</b>
Bekohlung	84,900	85,765	85,333	86,579
Entaschung	59,565	60,189	59,877	60,732
Wirbelschichtvergaser	250,883	253,441	252,163	255,846
Gasaufbereitung I (Shift)	28,028	31,527	35,567	39,946
Gasaufbereitung II (Entschwefelung, Schwefelgewinnung, CO <sub>2</sub> -Abtrennung)	172,536	179,435	185,088	225,210
LZA	109,889	110,851	109,916	111,541
GuD-Teil	686,561	690,149	676,955	680,018
Sonstige	1,598	1,622	1,610	1,644
CO <sub>2</sub> -Verdichtung	40,218	43,543	44,038	45,407
Summe in Mio. €	1434,178	1456,521	1450,547	1506,922
<b>Summe, Stand 2010 Mio. €</b>	<b>1763,111</b>	<b>1790,578</b>	<b>1783,234</b>	<b>1852,539</b>
Große Ersatzteile	17,631	17,906	17,832	18,525
Generalplaner	35,262	35,812	35,665	37,051
Unvorhergesehenes	176,311	179,058	178,323	185,254
<b>Summe total</b>	<b>1992,316</b>	<b>2023,353</b>	<b>2015,055</b>	<b>2093,369</b>
<b>spez. Investitionskosten [€/kW (el)]</b>	<b>2833</b>	<b>2873</b>	<b>2978</b>	<b>3074</b>

		IGCC- CCS (BK)	Referenz Neurath	IGCC- CCS (SK)	Referenz Datteln	
Hu (roh)	MJ/kg	9,012	9,012	25,174	25,174	Brennstoffanalyse
Brennstoffbedarf (roh)	t/h				335,3	ASPEN-Simulation
Erdgasbedarf	kg/h		0,0		0,0	ASPEN-Simulation
Nettowirkungsgrad (Hu)	%		43,0%		45,0%	Wärmebilanz
Bruttoleistung	MW (el)		1100,000		1100,000	EBSILON-Simulation
Nettoleistung (Modell)	MW (el)		1028,000		1055,000	Wärmebilanz
Eigenbedarf (Tabelle)	MW (el)		72,000		45,000	ASPEN, EBSILON, Bilanzmodelle
CO <sub>2</sub> abgetrennt	t/h		0,0		0,0	ASPEN Simulation
spezifische CO <sub>2</sub> -Emission	kg/MWh		929,318		774,602	C-Bilanz
Schwefel	kg/s	0,996	0	0,346	0	S-Bilanz, Bilanzmodel CLAUS
Volllaststunden	h/a	7300	8000	7300	8000	Projekt-COORIVA
Investitionssumme	€		1.690.032.00		1.559.395.50	Investkostenabschätzung
Bauzinsen + Teuerung	%	3,00%	3,00%	3,00%	3,00%	persönliche Mitteilung Pardemann
Zinsfuß	%	10,00%	10,00%	10,00%	10,00%	Projekt-COORIVA
kalkulatorische Abschreibungsdauer	a	25	25	25	25	Projekt-COORIVA
Personalfaktor	Pers / MW (el, brutto)	0,142	0,100	0,142	0,090	Projekt-COORIVA
spezifische Personalkosten	€/Pers a	61.000	61.000	61.000	61.000	abgeleitet aus COORIVA , jährlicher Anstieg 1% (2007- 2010)
spezifische Gemeinkosten	%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%	Annahme IEC 2005

		IGCC- CCS (BK)	Referenz Neurath	IGCC- CCS (SK)	Referenz Datteln	
spez. Wärmepreis Rohbrennstoff	€/GJ	1,60	1,60	2,60	2,60	Projekt-COORIVA
spez. Erdgaskosten	€/GJ	3,50	3,50	3,50	3,50	Projekt-COORIVA
spezifischer Rohwasserbedarf	m <sup>3</sup> / MW (el, brutto)	1,30	1,70	1,30	2,00	aus COORIVA abgeleitet
spezifische Rohwasserkosten	€/m <sup>3</sup>	0,20	0,20	0,20	0,20	Projekt-COORIVA
spezifische Kosten, Einsatz- und Zusatzstoffe	€/ MW (el, brutto)	0,65	0,20	0,65	0,65	aus COORIVA abgeleitet
spezifische Instandhaltungskosten, Bau	%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	aus COORIVA abgeleitet
spezifische Instandhaltungskosten, Anlagentechnik	%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	Annahmen IEC 2005
spezifische Kosten	%	0,25%	0,25%	0,25%	0,25%	Annahmen IEC 2005
spezifisches Schlackeaufkommen	t/t	0,049	0,049	0,142	0,142	Brennstoffanalyse
spezifische Deponiekosten	€/t	18,000	18,000	18,000	18,000	Projekt-COORIVA
spezifisches Abwasseraufkommen	m <sup>3</sup> /t	0,844	0,460	0,844	0,840	Annahmen IEC 2005
spezifische Abwasserkosten	€/m <sup>3</sup>	0,030	0,030	0,030	0,030	Persönliche Mitteilung Prof. Meyer
spezifische Kosten der Fremdleistungen	€/ MW (el, brutto)	0,367	0,284	0,367	0,284	Annahmen IEC 2005
spezifische Kosten für sonstige Aufwendungen	€/ MW (el, brutto)	0,423	0,423	0,423	0,423	Annahmen IEC 2005
spezifische CO <sub>2</sub> -Transportkosten	€/t	5,000	5,000	5,000	5,000	Projekt-COORIVA
spezifische Kosten CO <sub>2</sub> -Untergrundspeicherung	€/t	5,000	5,000	5,000	5,000	Projekt-COORIVA
CO <sub>2</sub> -Zertifikatspreis	€/t	15,000	15,000	15,000	15,000	EEX Dezember 2010
Schwefelpreis	€/t	150,000	150,000	150,000	150,000	Projekt-COORIVA



		BKF1	BKF2	BKF3	BKF4	Referenz DKW Neurath
Hu (roh)	MJ/kg	9,012	9,012	9,012	9,012	9,012
Brennstoffbedarf (roh)	t/h	664,7	674,2	671,1	684,3	955,0
Erdgasbedarf	kg/h	50,4	50,4	50,4	50,4	0,0
Nettowirkungsgrad (Hu)	%	41,4%	40,8%	39,4%	38,9%	43,0%
Bruttoleistung	MW (el)	896,666	903,178	880,514	886,240	1100,000
Nettoleistung	MW (el)	689,086	688,992	662,468	666,728	1028,000
Eigenbedarf (Tabelle)	MW (el)	207,580	214,186	218,046	219,512	72,000
Schwefel	kg/s	0,996	1,01	1,006	1,026	0
CO <sub>2</sub> abgetrennt	t/h	508,3	581,0	595,4	614,9	0,0
spezifische CO <sub>2</sub> -Emission	kg/MWh	224,1	132,2	111,4	101,2	929,3
Volllaststunden	h/a	7300	7300	7300	7300	8000
Rohbrennstoffbedarf	t/a	4852497	4921403	4899328	4995618	7640046
Erdgasbedarf	kg/a	367920	367920	367920	367920	0
elektrische Jahresarbeit brutto	MWh (el) / a	6545662	6593199	6427752	6469552	8800000
elektrische Jahresarbeit netto	MWh (el) / a	5030328	5029642	4836016	4867114	8224000
CO <sub>2</sub> abgetrennt	t/a	3710736	4241592	4346712	4488624	0
Schwefel	t/a	26.175	26.543	26.438	26.963	0

		BKF1	BKF2	BKF3	BKF4	Referenz DKW Neurath
Investitionssumme	€	2.093.024.982	2.124.371.585	2.118.274.481	2.199.027.465	1.690.032.000
Bauzinsen + Teuerung	%	3,00%	3,00%	3,00%	3,00%	3,00%
Investsumme zur Inbetriebnahme	€	2.155.815.731	2.188.102.732	2.181.822.716	2.264.998.289	1.740.732.960
Zinsfuß	%	10,00%	10,00%	10,00%	10,00%	10,00%
kalkulatorische Abschreibungsdauer	a	25	25	25	25	25
Annuitätsfaktor	%	11,02%	11,02%	11,02%	11,02%	11,02%
Kapitalkosten	€/a	237.502.063	241.059.060	240.367.202	249.530.495	191.773.194
Personalfaktor	Pers / MW (el, brutto)	0,142	0,142	0,142	0,142	0,100
Personalbedarf	Pers	127	128	125	126	110
spezifische Personalkosten	€/Pers a	61.000	61.000	61.000	61.000	61.000
spezifische Gemeinkosten	%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%
Gemeinkosten	€/Pers a	12.200	12.200	12.200	12.200	12.200
spezifische Personalkosten	€/Pers a	73.200	73.200	73.200	73.200	73.200
Personalkosten	€/a	9.320.305	9.387.993	9.152.415	9.211.933	8.052.000
spez. Wärmepreis Rohbrennstoff	€/GJ	1,60	1,60	1,60	1,60	1,60
Rohbrennstoffkosten	€/a	69.969.123	70.962.695	70.644.388	72.032.812	110.163.349

		BKF1	BKF2	BKF3	BKF4	Referenz DKW Neurath
spez. Erdgaskosten	€/GJ	3,50	3,50	3,50	3,50	3,50
Erdgaskosten	€/a	64.405	64.405	64.405	64.405	0
Brennstoffkosten gesamt	€/a	70.033.528	71.027.100	70.708.793	72.097.217	110.163.349
spezifischer Rohwasserbedarf	m <sup>3</sup> / MW (el, brutto)	1,30	1,30	1,30	1,30	1,70
Rohwasserbedarf	m <sup>3</sup> /a	6.308.246	6.397.824	6.369.126	6.494.303	12.988.078
spezifische Rohwasserkosten	€/m <sup>3</sup>	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20
Rohwasser	€/a	1.261.649	1.279.565	1.273.825	1.298.861	2.597.616
spezifische Kosten, Einsatz- und Zusatzstoffe	€/ MW (el, brutto)	0,65	0,65	0,65	0,65	0,20
Einsatzstoffe, Zusatzstoffe	€/a	4.254.680	4.285.580	4.178.039	4.205.209	1.760.000
spezifische Instandhaltungskosten, Bau	%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%
Instandhaltung, Bau	€/a	10.465.125	10.621.858	10.591.372	10.995.137	8.450.160
spezifische Instandhaltungskosten, Anlagentechnik	%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%
Instandhaltung, Anlagentechnik	€/a	10.465.125	10.621.858	10.591.372	10.995.137	8.450.160
Instandhaltung, gesamt	€/a	20.930.250	21.243.716	21.182.745	21.990.275	16.900.320
spezifische Kosten	%	0,25%	0,25%	0,25%	0,25%	0,25%
Versicherung	€/a	5.389.539	5.470.257	5.454.557	5.662.496	4.351.832

		BKF1	BKF2	BKF3	BKF4	Referenz DKW Neurath
spezifisches Schlackeaufkommen	t/t	0,049	0,049	0,049	0,049	0,049
Schlackeaufkommen	t/a	237.772	241.149	240.067	244.785	374.362
spezifische Deponiekosten	€/t	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00
Schlackedeponierung	€/a	4.279.902	4.340.677	4.321.207	4.406.135	6.738.520
spezifisches Abwasseraufkommen	m³/t	0,84	0,84	0,84	0,84	0,46
Abwasseraufkommen	m³/a	4.096.506	4.154.677	4.136.041	4.217.329	3.514.421
spezifische Abwasserkosten	€/m³	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Abwasserkosten	€/a	122.895	124.640	124.081	126.520	105.433
spezifische Kosten der Fremdleistungen	€/ MW (el, brutto)	0,367	0,367	0,367	0,367	0,284
Fremdleistungen	€/a	2.402.258	2.419.704	2.358.985	2.374.326	2.499.200
spezifische Kosten für sonstige Aufwendungen	€/ MW (el, brutto)	0,423	0,423	0,423	0,423	0,423
sonstige Aufwendungen	€/a	2.768.815	2.788.923	2.718.939	2.736.620	3.722.400

		BKF1	BKF2	BKF3	BKF4	Referenz DKW Neurath
spezifische CO <sub>2</sub> -Transportkosten	€/t	5,00	5,00	5,00	5,00	5,00
CO <sub>2</sub> -Transport	€/a	18.553.680	21.207.960	21.733.560	22.443.120	0
spezifische Kosten CO <sub>2</sub> -Untergrundspeicherung	€/t	5,00	5,00	5,00	5,00	5,00
CO <sub>2</sub> -Untergrundspeicherung	€/a	18.553.680	21.207.960	21.733.560	22.443.120	0
CO <sub>2</sub> -Zertifikatspreis	€/t	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00
CO <sub>2</sub> -Emission	t/a	1.127.256	665.145	538.529	492.435	7.642.707
CO <sub>2</sub> -Zertifikate	€/a	16.908.843	9.977.174	8.077.937	7.386.527	114.640.612
Schwefelpreis	€/t	150,00	150,00	150,00	150,00	150,00
Erlös Schwefelverwertung	€/a	3.926.232	3.981.420	3.965.652	4.044.492	0
Kapitalkosten	€/a	237.502.063	241.059.060	240.367.202	249.530.495	191.773.194
Personalkosten	€/a	9.320.305	9.387.993	9.152.415	9.211.933	8.052.000

		BKF1	BKF2	BKF3	BKF4	Referenz DKW Neurath
Brennstoff	€/a	70.033.528	71.027.100	70.708.793	72.097.217	110.163.349
Rohwasser	€/a	1.261.649	1.279.565	1.273.825	1.298.861	2.597.616
Einsatzstoffe	€/a	4.254.680	4.285.580	4.178.039	4.205.209	1.760.000
Instandhaltung	€/a	20.930.250	21.243.716	21.182.745	21.990.275	16.900.320
Versicherung	€/a	5.389.539	5.470.257	5.454.557	5.662.496	4.351.832
Schlackedeponierung	€/a	4.279.902	4.340.677	4.321.207	4.406.135	6.738.520
Abwasser	€/a	122.895	124.640	124.081	126.520	105.433
Fremdleistungen	€/a	2.402.258	2.419.704	2.358.985	2.374.326	2.499.200
sonstige Aufwendungen	€/a	2.768.815	2.788.923	2.718.939	2.736.620	3.722.400
CO <sub>2</sub> -Transport	€/a	18.553.680	21.207.960	21.733.560	22.443.120	0
CO <sub>2</sub> -Untergrundspeicherung	€/a	18.553.680	21.207.960	21.733.560	22.443.120	0
CO <sub>2</sub> -Zertifikate	€/a	16.908.843	9.977.174	8.077.937	7.386.527	114.640.612
Erlös Schwefelverwertung	€/a	3.926.232	3.981.420	3.965.652	4.044.492	0
Summe der fixen Betriebskosten	€/a	<b>246.822.368</b>	<b>250.447.053</b>	<b>249.519.617</b>	<b>258.742.428</b>	<b>199.825.194</b>
Summe der variablen Betriebskosten	€/a	<b>161.533.488</b>	<b>161.391.837</b>	<b>159.900.576</b>	<b>163.125.933</b>	<b>263.479.281</b>
Gesamtkosten	€/a	<b>408.355.856</b>	<b>411.838.890</b>	<b>409.420.194</b>	<b>421.868.361</b>	<b>463.304.476</b>
Stromgestehungskosten	[EUR / MWh]	<b>81,18</b>	<b>81,88</b>	<b>84,66</b>	<b>86,68</b>	<b>56,34</b>

		SKF1	SKF2	SKF3	SKF4	Referenz DKW Datteln
Hu (roh)	MJ/kg	25,174	25,174	25,174	25,174	25,174
Brennstoffbedarf (roh)	t/h	266,4	270,3	268,3	274,0	335,3
Erdgasbedarf	kg/h	50,4	50,4	50,4	50,4	0,0
Nettowirkungsgrad (Hu)	%	37,8%	37,3%	36,1%	35,6%	45,0%
Bruttoleistung	MW (el)	883,290	889,798	865,624	871,156	1100,000
Nettoleistung	MW (el)	703,230	704,278	676,662	681,000	1055,000
Eigenbedarf (Tabelle)	MW (el)	180,060	185,520	188,962	190,156	45,000
Schwefel	kg/s	0,346	0,352	0,348	0,356	0
CO <sub>2</sub> abgetrennt	t/h	497,5	568,8	579,6	601,2	0,0
spezifische CO <sub>2</sub> -Emission	kg/MWh	212,3	124,2	106,3	94,2	774,6
Volllaststunden	h/a	7300	7300	7300	7300	8000
Rohbrennstoffbedarf	t/a	1944720	1973102	1958911	1999908	2682132
Erdgasbedarf	kg/a	367920	367920	367920	367920	0
elektrische Jahresarbeit brutto	MWh (el) / a	6448017	6495525	6319055	6359439	8800000
elektrische Jahresarbeit netto	MWh (el) / a	5133579	5141229	4939633	4971300	8440000
CO <sub>2</sub> abgetrennt	t/a	3631896	4152240	4231080	4388760	0
Schwefel	t/a	9,093	9,251	9,145	9,356	0

		SKF1	SKF2	SKF3	SKF4	Referenz DKW Datteln
Investitionssumme	€	1.992.274.076	2.023.322.414	2.015.040.584	2.093.391.387	1.559.395.500
Bauzinsen + Teuerung	%	3,00%	3,00%	3,00%	3,00%	3,00%
Investsumme zur Inbetriebnahme	€	2.052.042.299	2.084.022.087	2.075.491.802	2.156.193.129	1.606.177.365
Zinsfuß	%	10,00%	10,00%	10,00%	10,00%	10,00%
kalulatorische Abschreibungsdauer	a	25	25	25	25	25
Annuitätsfaktor	%	11,02%	11,02%	11,02%	11,02%	11,02%
Kapitalkosten	€/a	226.069.544	229.592.696	228.652.931	237.543.640	176.949.464
Personalfaktor	Pers / MW (el, brutto)	0,142	0,142	0,142	0,142	0,090
Personalbedarf	Pers	125	126	123	124	99
spezifische Personalkosten	€/Pers a	61.000	61.000	61.000	61.000	61.000
spezifische Gemeinkosten	%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%	20,00%
Gemeinkosten	€/Pers a	12.200	12.200	12.200	12.200	12.200
spezifische Personalkosten	€/Pers a	73.200	73.200	73.200	73.200	73.200
Personalkosten	€/a	9.181.270	9.248.916	8.997.642	9.055.144	7.246.800
spez. Wärmepreis Rohbrennstoff	€/GJ	2,60	2,60	2,60	2,60	2,60
Rohbrennstoffkosten	€/a	127.286.591	129.144.288	128.215.439	130.898.778	175.552.000

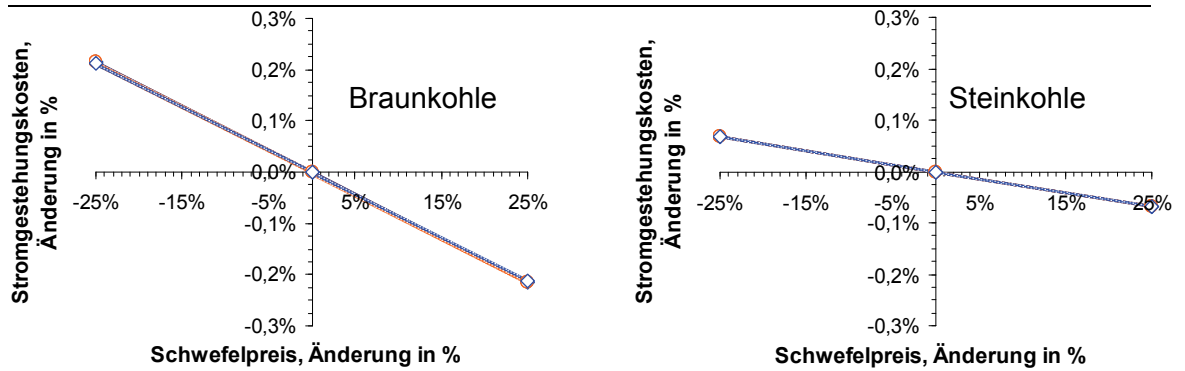


		SKF1	SKF2	SKF3	SKF4	Referenz DKW Datteln
spez. Erdgaskosten	€/GJ	3,50	3,50	3,50	3,50	3,50
Erdgaskosten	€/a	64.405	64.405	64.405	64.405	0
Brennstoffkosten gesamt	€/a	127.350.997	129.208.693	128.279.845	130.963.184	175.552.000
spezifischer Rohwasserbedarf	m <sup>3</sup> / MW (el, brutto)	1,30	1,30	1,30	1,30	2,00
Rohwasserbedarf	m <sup>3</sup> /a	2.528.136	2.565.033	2.546.585	2.599.880	5.364.265
spezifische Rohwasserkosten	€/m <sup>3</sup>	0,20	0,20	0,20	0,20	0,20
Rohwasser	€/a	505.627	513.007	509.317	519.976	1.072.853
spezifische Kosten, Einsatz- und Zusatzstoffe	€/ MW (el, brutto)	0,65	0,65	0,65	0,65	0,65
Einsatzstoffe, Zusatzstoffe	€/a	4.191.211	4.222.092	4.107.386	4.133.635	5.720.000
spezifische Instandhaltungskosten, Bau	%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%
Instandhaltung, Bau	€/a	9.961.370	10.116.612	10.075.203	10.466.957	7.796.978
spezifische Instandhaltungskosten, Anlagentechnik	%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%
Instandhaltung, Anlagentechnik	€/a	9.961.370	10.116.612	10.075.203	10.466.957	7.796.978
Instandhaltung, gesamt	€/a	19.922.741	20.233.224	20.150.406	20.933.914	15.593.955
spezifische Kosten	%	0,25%	0,25%	0,25%	0,25%	0,25%
Versicherung	€/a	5.130.106	5.210.055	5.188.730	5.390.483	4.015.443

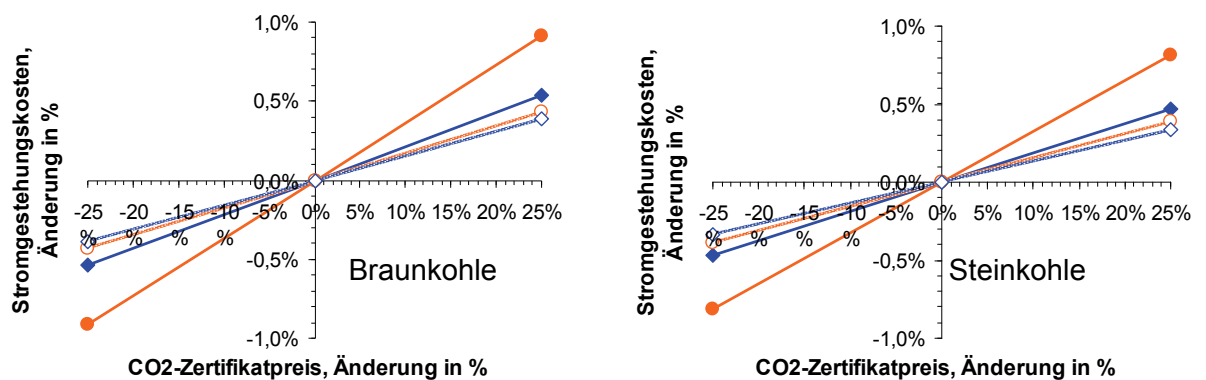
		SKF1	SKF2	SKF3	SKF4	Referenz DKW Datteln
spezifisches Schlackeaufkommen	t/t	0,142	0,142	0,142	0,142	0,142
Schlackeaufkommen	t/a	276.150	280.181	278.165	283.987	380.863
spezifische Deponiekosten	€/t	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00
Schlackedeponierung	€/a	4.970.704	5.043.250	5.006.977	5.111.765	6.855.530
spezifisches Abwasseraufkommen	m³/t	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84
Abwasseraufkommen	m³/a	1.641.744	1.665.704	1.653.724	1.688.334	2.252.991
spezifische Abwasserkosten	€/m³	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Abwasserkosten	€/a	49.252	49.971	49.612	50.650	67.590
spezifische Kosten der Fremdleistungen	€/ MW (el, brutto)	0,367	0,367	0,367	0,367	0,284
Fremdleistungen	€/a	2.366.422	2.383.858	2.319.093	2.333.914	2.499.200
spezifische Kosten für sonstige Aufwendungen	€/ MW (el, brutto)	0,423	0,423	0,423	0,423	0,423
sonstige Aufwendungen	€/a	2.727.511	2.747.607	2.672.960	2.690.043	3.722.400

		SKF1	SKF2	SKF3	SKF4	Referenz DKW Datteln
spezifische CO <sub>2</sub> -Transportkosten	€/t	5,00	5,00	5,00	5,00	5,00
CO <sub>2</sub> -Transport	€/a	18.159.480	20.761.200	21.155.400	21.943.800	0
spezifische Kosten CO <sub>2</sub> -Untergroundspeicherung	€/t	5,00	5,00	5,00	5,00	5,00
CO <sub>2</sub> -Untergroundspeicherung	€/a	18.159.480	20.761.200	21.155.400	21.943.800	0
CO <sub>2</sub> -Zertifikatpreis	€/t	15,00	15,00	15,00	15,00	15,00
CO <sub>2</sub> -Emission	t/a	1.090.044	638.340	525.285	468.257	6.537.641
CO <sub>2</sub> -Zertifikate	€/a	16.350.654	9.575.103	7.879.282	7.023.850	98.064.616
Schwefelpreis	€/t	150,00	150,00	150,00	150,00	150,00
Erlös Schwefelverwertung	€/a	1.363.932	1.387.584	1.371.816	1.403.352	0
Kapitalkosten	€/a	226.069.544	229.592.696	228.652.931	237.543.640	176.949.464
Personalkosten	€/a	9.181.270	9.248.916	8.997.642	9.055.144	7.246.800

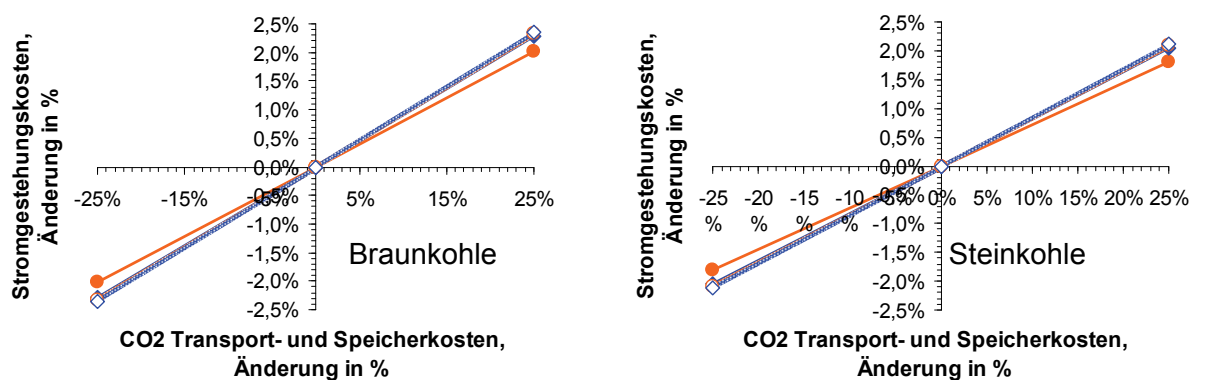
		SKF1	SKF2	SKF3	SKF4	Referenz DKW Datteln
Brennstoff	€/a	127.350.997	129.208.693	128.279.845	130.963.184	175.552.000
Rohwasser	€/a	505.627	513.007	509.317	519.976	1.072.853
Einsatzstoffe	€/a	4.191.211	4.222.092	4.107.386	4.133.635	5.720.000
Instandhaltung	€/a	19.922.741	20.233.224	20.150.406	20.933.914	15.593.955
Versicherung	€/a	5.130.106	5.210.055	5.188.730	5.390.483	4.015.443
Schlackedeponierung	€/a	4.970.704	5.043.250	5.006.977	5.111.765	6.855.530
Abwasser	€/a	49.252	49.971	49.612	50.650	67.590
Fremdleistungen	€/a	2.366.422	2.383.858	2.319.093	2.333.914	2.499.200
sonstige Aufwendungen	€/a	2.727.511	2.747.607	2.672.960	2.690.043	3.722.400
CO <sub>2</sub> -Transport	€/a	18.159.480	20.761.200	21.155.400	21.943.800	0
CO <sub>2</sub> -Untergrundspeicherung	€/a	18.159.480	20.761.200	21.155.400	21.943.800	0
CO <sub>2</sub> -Zertifikate	€/a	16.350.654	9.575.103	7.879.282	7.023.850	98.064.616
Erlös Schwefelverwertung	€/a	1.363.932	1.387.584	1.371.816	1.403.352	0
Summe der fixen Betriebskosten	€/a	<b>235.250.814</b>	<b>238.841.612</b>	<b>237.650.573</b>	<b>246.598.784</b>	<b>184.196.264</b>
Summe der variablen Betriebskosten	€/a	<b>218.520.254</b>	<b>219.321.675</b>	<b>217.102.591</b>	<b>221.635.662</b>	<b>313.163.587</b>
Gesamtkosten	€/a	<b>453.771.068</b>	<b>458.163.287</b>	<b>454.753.164</b>	<b>468.234.446</b>	<b>497.359.851</b>
Stromgestehungskosten	[EUR / MWh]	<b>88,39</b>	<b>89,12</b>	<b>92,06</b>	<b>94,19</b>	<b>58,93</b>



**Abbildung C-1 Einfluss des Erlöses der Schwefelverwertung auf die Stromgestehungskosten**



**Abbildung C-2 Einfluss der CO<sub>2</sub>-Pönalisierung auf die Stromgestehungskosten**



**Abbildung C-3 Einfluss der Kosten der CO<sub>2</sub>-Sequestration auf die Stromgestehungskosten**

Legende:

—●— BKF1    —◆— BKF2    —○— BKF3    —◇— BKF4    —●— SKF1    —◆— SKF2    —○— SKF3    —◇— SKF4

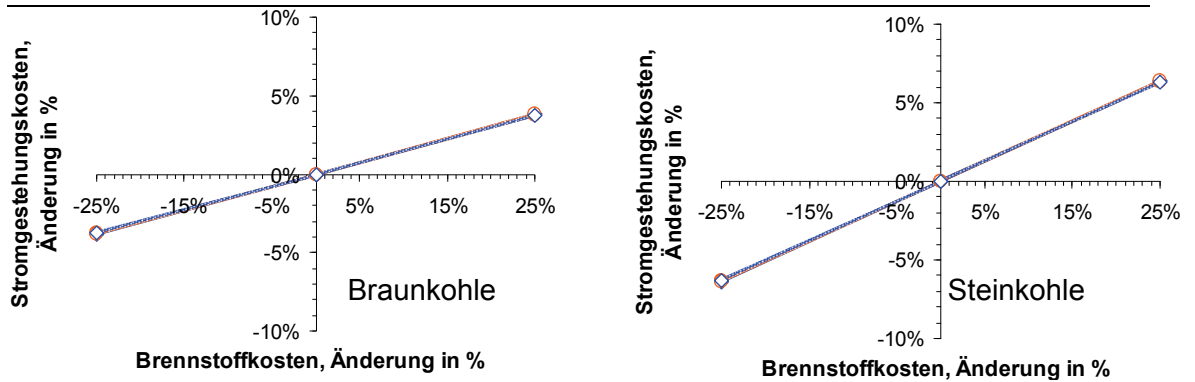


Abbildung C-4 Einfluss der Brennstoffpreise auf die Stromgestehungskosten

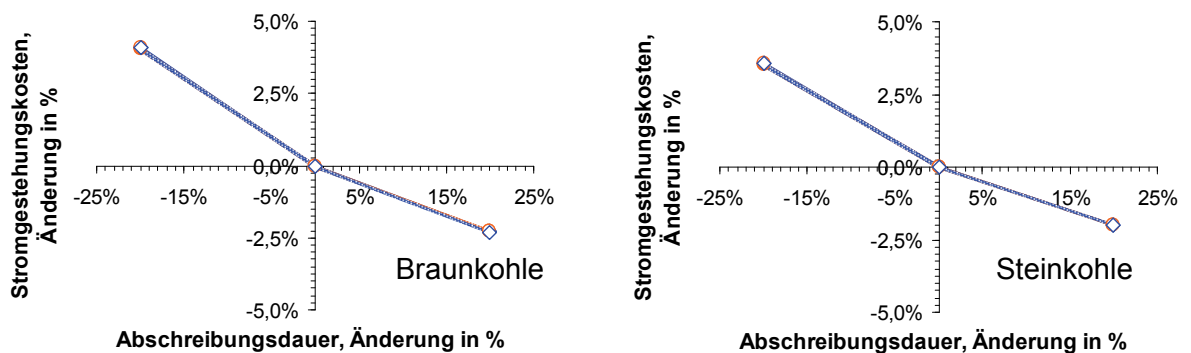


Abbildung C-5 Einfluss der Abschreibungsdauer auf die Stromgestehungskosten

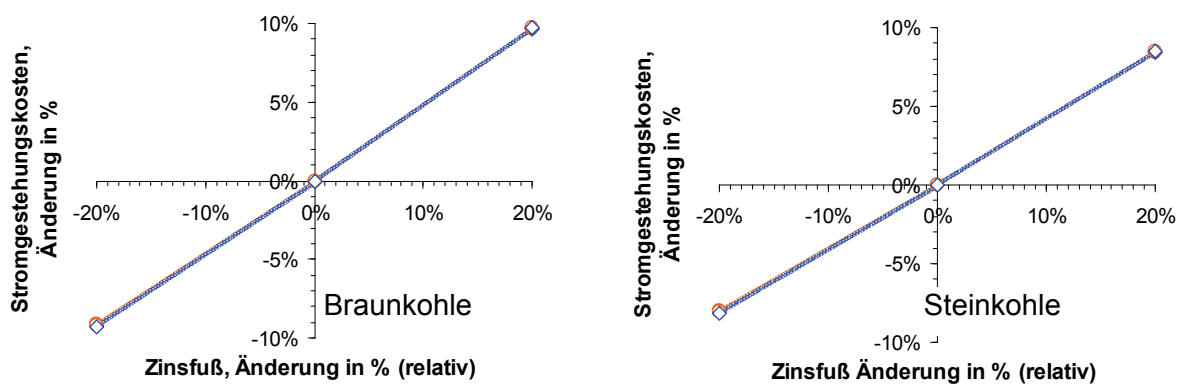


Abbildung C-6 Einfluss des Zinsfußes auf die Stromgestehungskosten

Legende:

—●— BKF1    —◆— BKF2    —○— BKF3    —◇— BKF4    —●— SKF1    —◆— SKF2    —○— SKF3    —◇— SKF4

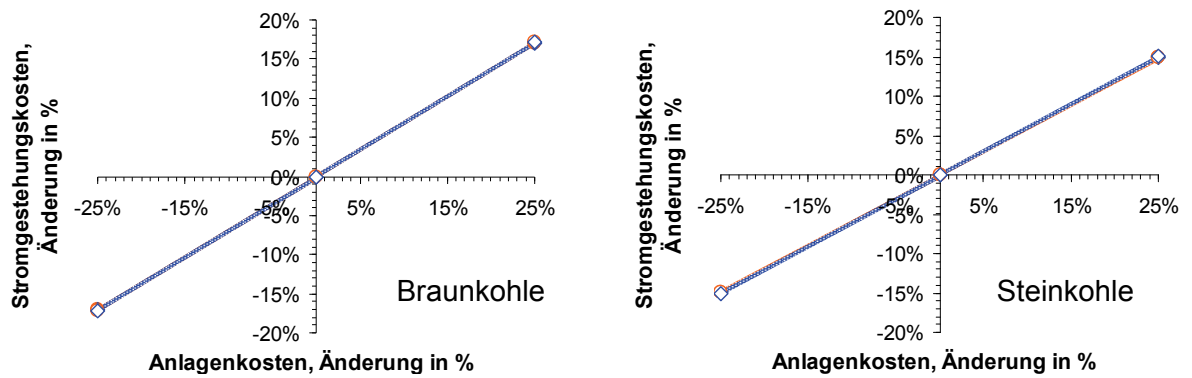


Abbildung C-7 Einfluss der Anlagenkosten auf die Stromgestehungskosten

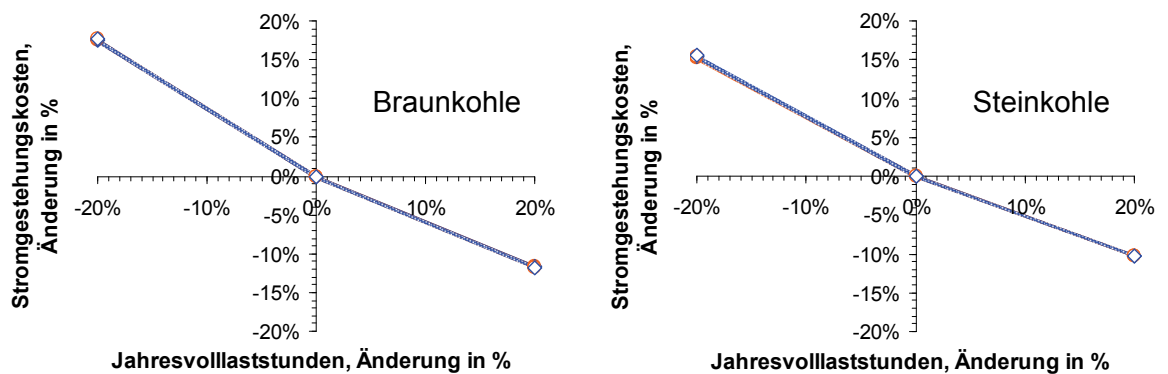


Abbildung C-8 Einfluss der Jahresverfügbarkeit auf die Stromgestehungskosten

Legende:

—●— BKF1   
 —◆— BKF2   
 —○— BKF3   
 —◇— BKF4   
 —●— SKF1   
 —◆— SKF2   
 —○— SKF3   
 —◇— SKF4